



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI BAMBU

William Eduard Howarda
NRP. 0221164000027

Titania Nur Bethiana
NRP. 0221164000095

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.
NIP. 1984 05 08 2009 12 2004

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA
SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

“PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI BAMBU”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.


Oleh:

William Eduard Howarda
Titania Nur Bethiana

NRP. 02211640000027
NRP. 02211640000095

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.

 (Pembimbing)

2. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D

 (Pembimbing)

3. Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti M.Eng. (Penguji)



4. Fadlilatul Taufany, ST, Ph.D

 (Penguji)

5. Ni Made Intan Putri Suari S.T., M.T. (Penguji)



Surabaya, Februari 2020



INTISARI

Bambu adalah salah satu biomassa yang memiliki banyak potensi untuk digunakan dikarenakan kayanya kandungan bambu akan lignin, selulosa, dan hemiselulosa. Berdasarkan data Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia, Indonesia memiliki 2,1 juta hektar hutan bambu, dimana 700.000 hektar berupa hutan dan 1,4 juta hektar berupa taman dan properti peternakan. Menurut data LIPI, dari 1.439 jenis bambu di dunia, 162 jenis bambu ada di Indonesia dengan komposisi 124 jenis asli Indonesia dan 88 jenis endemis. Persebarannya pun tak hanya di Jawa, sekitar 56 jenis ditemukan di Sumatra, 60 jenis ditemukan di Jawa dan Bali, sisanya tersebar di Flores, Sulawesi, dan Papua. Pada 2015, Indonesia berada pada urutan ketiga pengekspor tertinggi di dunia dengan pangsa pasar 7% dan nilai ekspor sekitar Rp 6 Triliun.

Ketersediaan gas alam yang semakin menipis jumlahnya, mendorong pengembangan teknologi proses yang memungkinkan bahan baku *syngas*. Bambu dapat dijadikan *synthetic gas* (*syngas*) melalui proses gasifikasi. *Syngas* didapatkan dari reaksi sintesa gas melalui serangkaian proses pemecahan CH_4 menjadi CO , CO_2 , dan H_2 . *Syngas* dapat dimanfaatkan untuk berbagai hal, salah satunya ialah untuk dijadikan metanol. Sehingga bahan baku yang dapat menjadi opsi menggantikan gas alam adalah bamabu.

Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan kualitas maupun kuantitas baik industri yang menghasilkan bahan jadi maupun industri yang menghasilkan bahan setengah jadi. Pembangunan industri kimia yang menghasilkan produk kimia ini sangatlah penting karena dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri yang pada akhirnya akan dapat mengurangi pengeluaran devisa untuk mengimpor barang tersebut, termasuk salah satu diantaranya adalah metanol.

Methanol (CH_3OH) atau *methyl alcohol* adalah produk industri hulu petrokimia yang merupakan turunan dari gas alam.

Senyawa kimia ini dibuat melalui reaksi sintesa katalis pada tekanan rendah yang melibatkan proses oksidasi parial dari gas alam. Pada suhu kamar, metanol mempunyai sifat berwujud liquid bening dan jernih, mudah menguap dan mudah terbakar, merupakan pelarut polar, larut dalam air, *ethyl alcohol*, dan ether. Selain itu bersifat racun jika dihirup dan dapat menyebabkan kebutaan. Sifat fisik yang dimiliki oleh metanol antara lain mempunyai titik didih $64,7^{\circ}\text{C}$ dan berat jenis $0,7866\text{ g/mL}$. Pada umumnya methanol digunakan oleh berbagai industri, seperti industri plywood, tekstil, plastik, resin sintesis, farmasi, insektisida, dan lainnya. Metanol juga digunakan sebagai pelarut, bahan pendingin, dan bahan baku perekat. Pada industri migas, methanol digunakan sebagai *antifreeze* dan sebagai *gas hydrate inhibitor* pada sumur gas alam dan pada pipa gas.

Penggunaan metanol di Indonesia didominasi oleh dua sektor, yaitu pada industri formaldehida sebanyak 25% dan sektor MTO (*Methanol to Olefin*) dan MTP (*Methanol to Propylene*) sebanyak 22% sedangkan sisanya digunakan pada industri lainnya seperti bahan baku asam asetat, MTBE, gasoline/fuel, dan lain sebagainya. Penggunaan metanol terbesar di Indonesia, sebanyak 80% adalah industri formaldehida. Saat ini juga sedang dikembangkan teknologi untuk menghasilkan B30 dari metanol di Indonesia, untuk mendukung program pemerintah yaitu Program Mandatori B30 yang akan dilaksanakan pada tahun 2020. Industri Metanol merupakan salah satu industri kimia yang berprospek di Indonesia. Kebutuhan metanol di Indonesia hingga 2018 hanya dipenuhi oleh satu produsen metanol yaitu PT Kaltim Metanol Industri (KMI) dengan kapasitas 660.000 MTPY yang menghasilkan *pure methanol grade AA* (kemurnian minimalnya 99,85%). Sebanyak 70% produk metanol yang dihasilkan KMI merupakan komoditi ekspor, sedangkan sisanya sebanyak 30% digunakan untuk memenuhi kebutuhan metanol di Indonesia.

Oleh karena itu direncanakan pendirian pabrik methanol yang beroperasi secara kontinu 24 jam selama 330 hari per tahun dengan kapasitas produksi 731,150 ton/tahun dengan kebutuhan

bahan baku bambu sebanyak 155,604.7 ton/tahun. Sumber daya bambu ini diambil dari Pulau Bali dikarenakan beberapa faktor yang dijadikan acuan.

Pabrik metanol ini direncanakan akan didirikan di mulai tahun 2020 dan selesai pada 2022. Proses pembuatan metanol dari Bambu ini dibagi menjadi dua bagian proses utama yaitu:

- **Pre-treatment** : Proses persiapan bambu untuk diuraikan.
- **Gasifikasi** : Proses pembentukan syngas dari bambu.
- **Sintesis metanol** : Proses mereaksikan CO dan CO₂ dengan H₂O untuk membentuk metanol.

Berdasarkan analisis ekonomi, laju pengembalian modal (IRR) pabrik ini sebesar 19.20% pada tingkat suku bunga per tahun 9.95 %, dan laju inflasi sebesar 3,03 % per tahun. Sedangkan untuk waktu pengembalian modal (POT) adalah 6 tahun dan titik impas (BEP) sebesar 41.62 % melalui cara linear. Umur dari pabrik selama 10 tahun dan masa konstruksi adalah 2 tahun. Untuk memproduksi metanol sebanyak 731,150 ton/tahun, diperlukan biaya total produksi per tahun (TPC) sebesar Rp330,690,750,489 dengan biaya investasi total (TCI) sebesar Rp402,738,560,884 dan total penjualan sebesar Rp434,292,141,730.71 Dengan melihat aspek penilaian analisis ekonomi dan teknisnya, maka pabrik metanol dari bambu ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami sampaikan kehadiran Tuhan YME karena hanya dengan rahmat dan berkah-Nya kami dapat menyelesaikan laporan ini dengan judul:

“PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI BAMBU.”

Skripsi ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat dalam menyelesaikan Program Studi Strata – 1 (S-1) Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Pada kesempatan ini, kami menyampaikan terima kasih kepada:

1. Dr. Eng. Widyastuti, S.T., M.T.; selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTI - ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc dan Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., P.hD, selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan banyak masukan sekaligus motivasi bagi kami.
4. Rekan Mahasiswa/i di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa.
5. Rekan Mahasiswa/i Teknik Kimia Tahun 2016.
6. Semua pihak yang telah membantu secara langsung atau tidak, sehingga kami dapat menyelesaikan skripsi ini.

Kami menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan, oleh karena itu kami mengharapkan saran dan kritik yang membangun.

Surabaya, Februari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

COVER	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
INTISARI	iii
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
I.1. Latar Belakang	I-1
I.2. Aspek Pasar <i>Methanol</i>	I-2
I.3. Kebutuhan <i>Methanol</i> di Indonesia	I-3
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1. Kapasitas Pabrik	II-1
II.2. Penentuan Lokasi Pabrik	II-2
II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-9
II.3.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	II-9
II.3.2. Target Produk.....	II-10
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1. Seleksi Proses	III-1
III.1.1. Metode Produksi <i>Methanol</i>	III-1
III.1.2. Produksi <i>Syngas</i> dari Bambu	III-4
III.1.2.1. Pre-treatment.....	III-4
III.1.2.2. Teknologi Gasifikasi.....	III-7
III.1.2.3. Teknologi Pembakaran	III-12
III.1.3. Produksi <i>Methanol</i> dari <i>Syngas</i>	III-15
III.2. Uraian Proses	III-18
III.2.1. Pre-treatment.....	III-18
III.2.2. Gasifikasi	III-18
III.2.3. Pembakaran.....	III-19
III.2.4. <i>Gas Clean Up</i>	III-15
III.2.5. Konversi <i>Syngas</i> menjadi <i>Methanol</i>	III-21

	III.2.5.1. Sintesa Metanol.....	III-21
	III.2.5.2. Purifikasi Metanol.....	III-21
BAB IV	NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
	II.1. Neraca Massa	IV-1
	II.2. Neraca Energi	IV-20
BAB V	DAFTAR DAN HARGA ALAT	V-1
BAB VI	ANALISIS EKONOMI	VI-1
	VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
	VI.1.1. Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
	VI.1.2. Struktur Organisasi Perusahaan	VI-1
	VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-7
	VI.1.4. Status Karyawan dan Pemberian Gaji	VI-7
	VI.2. Utilitas	VI-9
	VI.2.1. Unit Pengolahan Air	VI-9
	VI.2.2. Unit Penyediaan Steam	VI-11
	VI.2.3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....	VI-11
	VI.3. Analisa Ekonomi	VI-11
	VI.3.1. Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return</i> , IRR)	VI-12
	VI.3.2. Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time</i> , POT)	VI-12
	VI.3.3. Titik Impas (<i>Break Even Point</i> , BEP)	VI-12
BAB VII	KESIMPULAN	VII-1
	DAFTAR PUSTAKA	xi
	APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A-1
	APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI.....	B-1
	APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	C-1
	APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI.....	D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Peta Persebaran Bambu di Indonesia	II-3
Gambar II.2	Peta Persebaran Target Pemasaran Metanol di Indonesia	II-5
Gambar II.3	Peta Persebaran Target Jalan Provinsi Bali.....	II-7
Gambar II.4	Lokasi Jembrana, Bali.....	II-9
Gambar III.1	Sintesis Metanol dari Kayu	III-2
Gambar III.2	Efek dari <i>Pre-treatment</i>	III-4
Gambar III.3	Jenis <i>Crusher</i>	III-7
Gambar III.4	Proses Sirkulasi / <i>Dual Fluidized Bed</i>	III-8
Gambar III.5	<i>Updtaft Fixed Bed Gasifier</i>	III-9
Gambar III.6	<i>Downdtaft Fixed Bed Gasifier</i>	III-9
Gambar III.7	<i>Fluidized Bed Gasifier</i>	III-10
Gambar III.8	<i>Entrained Bed Gasifier</i>	III-10
Gambar III.9	<i>Biomass Dual Fluidized Bed Gasifier</i> milik TU Wien.....	III-14
Gambar III.10	Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – JM.....	III-17
Gambar III.11	Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – Lurgi.....	III-17
Gambar III.12	Blok Diagram Proses Pirolisis	III-18
Gambar III.13	Blok Diagram Proses Konversi Metanol	III-21
Gambar IV.1	Aliran Energi Pada Sistem.....	IV-20
Gambar VI.1	Struktur Organisasi	VI-2

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Data <i>Supply Demand</i> Metanol di Indonesia	I-3
Tabel II.1 Pertumbuhan Perdagangan Metanol Tahun 2014-2019	II-1
Tabel II.2 Estimasi <i>Supply Demand Methanol</i> pada Tahun 2022	II-1
Tabel II.3 Produksi Bambu per Provinsi di Indonesia	II-3
Tabel II.4 Target Pemasaran Metanol di Indonesia.....	II-4
Tabel II.5 Perbandingan Faktor Energi	II-6
Tabel II.6 Perbandingan Cuaca di Provinsi Bali	II-6
Tabel II.7 Perbandingan Upah Minimum Kabupaten/Kota	II-8
Tabel II.8 Tingkat Pengangguran Provinsi Bali	II-8
Tabel II.9 <i>Ultimate Analysis (air dried)</i> dalam Persentase Massa	II-9
Tabel II.10 <i>Proximate Analysis (as received)</i> dalam Persentase Massa	II-10
Tabel II.11 Sifat Fisik.....	II-10
Tabel II.12 Spesifikasi Produk Metanol <i>Grade AA</i>	II-12
Tabel III.1 Perbandingan Metode Pembuatan Metanol	III-3
Tabel III.2 Perbandingan Jenis <i>Pre-treatment</i>	III-5
Tabel III.3 Perbandingan Tiap <i>Gasifier</i>	III-11
Tabel III.4 Perbandingan <i>Stoker</i> dan <i>Fluidized Bed Combustor</i>	III-13
Tabel III.5 Perbandingan Proses Sintesis Metanol Berbagai <i>Licensor</i>	III-18
Tabel IV.1 Neraca Massa <i>Gasifier</i> (R-210).....	IV-2
Tabel IV.2 Neraca Massa <i>Cyclone</i> (H-211)	IV-3
Tabel IV.3 Neraca Massa <i>Combustor</i> (R-220)	IV-4
Tabel IV.4 Neraca Massa <i>Cyclone</i> (H-221)	IV-5
Tabel IV.5 Neraca Massa <i>Fabric Filter</i> (H-213).....	IV-5
Tabel IV.6 Neraca Massa <i>COS Hydrolizer</i> (R-230).....	IV-6
Tabel IV.7 Neraca Massa <i>Desulphurizer Tank</i> (D-240).....	IV-7
Tabel IV.8 Neraca Massa <i>Tar Scrubber</i> (D-250).....	IV-8
Tabel IV.9 Neraca Massa <i>Decanter</i> (H-252).....	IV-9
Tabel IV.10 Neraca Massa <i>Water Gas Shift Reacor</i> (R-260).....	IV-9
Tabel IV.11 Neraca Massa <i>Methanol Reactor</i> (R-310).....	IV-10
Tabel IV.12 Neraca Massa <i>Methanol Separator</i> (H-315)	IV-11
Tabel IV.13 Neraca Massa Kolom Distilasi CO ₂ – Metanol (D-320).....	IV-12

Tabel IV.14 Neraca Massa CO ₂ – Methanol Reflux Accumulator (F-323)	IV-14
Tabel IV.15 Neraca Massa CO ₂ – Methanol Reboiler (E-323)	IV-15
Tabel IV.16 Neraca Massa Kolom Distilasi Metanol – Air (D-330)	IV-17
Tabel IV.17 Neraca Massa Methanol Accumulator (F-333)	IV-17
Tabel IV.18 Neraca Massa Reboiler Metanol – Air (E-332)	IV-19
Tabel IV.19 Neraca Energi <i>Gasifier</i> (R-210)	IV-21
Tabel IV.20 Neraca Energi <i>Combustor</i> (R-220)	IV-22
Tabel IV.21 Neraca Energi <i>Raw Syngas Cooler I</i> (E-212)	IV-22
Tabel IV.22 Neraca Energi <i>Raw Syngas Cooler II</i> (E-215)	IV-23
Tabel IV.23 Neraca Energi <i>COS Hydrolyzer</i> (R-230)	IV-23
Tabel IV.24 Neraca Energi <i>Desulfurizer Preheater</i> (E-241)	IV-24
Tabel IV.25 Neraca Energi <i>Desulfurizer Tank</i> (D-240)	IV-24
Tabel IV.26 Neraca Energi <i>Scrubber Cooler</i> (E-251)	IV-25
Tabel IV.27 Neraca Energi <i>Tar Scrubber</i> (D-250)	IV-25
Tabel IV.28 Neraca Energi <i>WGS Preheater</i> (E-261)	IV-26
Tabel IV.29 Neraca Energi <i>Water Gas Shift Reactor</i> (R-260)	IV-26
Tabel IV.30 Neraca Energi <i>Syngas Cooler I</i> (E-311)	IV-27
Tabel IV.31 Neraca Energi <i>Syngas Cooler II</i> (E-312)	IV-27
Tabel IV.32 Neraca Energi <i>Methanol Reactor</i> (R-310)	IV-28
Tabel IV.33 Neraca Energi <i>Crude Methanol Cooler</i> (R-313)	IV-28
Tabel IV.34 Neraca Energi <i>Methanol Separator</i> (H-315)	IV-29
Tabel IV.35 Neraca Energi CO ₂ – Methanol Distillation Column (D-320)	IV-30
Tabel IV.36 Neraca Energi CO ₂ – Methanol Condenser (E-321)	IV-31
Tabel IV.37 Neraca Energi <i>Methanol – Water Distillation Column</i> (D-330)	IV-31
Tabel IV.38 Neraca Energi <i>Methanol – Water Condenser</i> (E-331)	IV-32
Tabel IV.39 Neraca Energi <i>Methanol Cooler</i> (E-335)	IV-33
Tabel IV.40 Neraca Energi <i>Raw Syngas Compressor</i> (G-214)	IV-33
Tabel IV.39 Neraca Energi <i>Syngas Compressor</i> (G-262)	IV-33
Tabel V.1 <i>Storage Bambu</i>	V-1
Tabel V.2 <i>Belt Conveyor</i>	V-1
Tabel V.3 <i>Bamboo Crusher</i>	V-1
Tabel V.4 <i>Screw Conveyor</i>	V-2
Tabel V.5 <i>Gasifier</i>	V-2
Tabel V.6 <i>Combustor</i>	V-2

Tabel V.7 Cyclone (H-211)	V-3
Tabel V.8 Raw Syngas Cooler I	V-3
Tabel V.9 Fabric Filter.....	V-4
Tabel V.10 Raw Syngas Compressor	V-4
Tabel V.11 Raw Syngas Cooler II.....	V-5
Tabel V.12 Cyclone (H-221)	V-5
Tabel V.13 COS <i>Hydrolyzer</i>	V-6
Tabel V.14 Desulphurizer Tank.....	V-7
Tabel V.15 Desulphurizer Preheater.....	V-7
Tabel V.16 Tar Scrubber.....	V-8
Tabel V.17 Decanter	V-8
Tabel V.18 Scrubber Pump.....	V-9
Tabel V.19 <i>Water Gas Shift Reactor</i>	V-9
Tabel V.20 <i>Water Gas Shift Pre-heater</i>	V-10
Tabel V.21 Syngas Compressor.....	V-10
Tabel V.22 <i>Methanol Reactor</i>	V-11
Tabel V.24 <i>Methanol Separator</i>	V-11
Tabel V.25 <i>CO₂-Methanol Distillation Column</i>	V-12
Tabel V.26 <i>CO₂-Methanol Condensor</i>	V-12
Tabel V.27 Reflux Accumulator.....	V-13
Tabel V.28 <i>Methanol-Water Distillation Column</i>	V-14
Tabel V.29 <i>Methanol-Water Condensor</i>	V-14
Tabel V.30 Methanol Accumulator	V-15
Tabel V.31 Methanol Pump.....	V-15
Tabel V.32 <i>Methanol Storage</i>	V-16
Tabel VI.1 Pembagian Shift Kerja Karyawan	VI-8
Tabel VI.2 Perhitungan Gaji Karyawan	VI-8

BAB I

LATAR BELAKANG

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara yang memiliki potensi sumber daya alam yang sangat baik. Untuk memaksimalkan potensi yang dimiliki, pemerintah berupaya memenuhi kebutuhan energi dari sumber terbarukan, sejalan dengan komitmen menurunkan emisi gas rumah kaca di bawah Perjanjian Paris mengenai perubahan iklim.

Bambu merupakan salah satu tumbuhan berkeping satu (monokotil) dan masuk dalam keluarga rumput-rumputan (famili *Poaceae*) sehingga ketika bambu dipanen, bambu akan tumbuh kembali dengan cepat tanpa mengganggu ekosistem. Berdasarkan data Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia, Indonesia memiliki 2,1 juta hektar hutan bambu, dimana 700.000 hektar berupa hutan dan 1,4 juta hektar berupa taman dan properti peternakan. Menurut data LIPI, dari 1.439 jenis bambu di dunia, 162 jenis bambu ada di Indonesia dengan komposisi 124 jenis asli Indonesia dan 88 jenis endemis. Persebarannya pun tak hanya di Jawa, sekitar 56 jenis ditemukan di Sumatra, 60 jenis ditemukan di Jawa dan Bali, sisanya tersebar di Flores, Sulawesi, dan Papua. Pada 2015, Indonesia berada pada urutan ketiga pengekspor tertinggi di dunia dengan pangsa pasar 7% dan nilai ekspor sekitar Rp 6 Triliun.

Tidak seperti pohon, batang bambu muncul dari permukaan dengan diameter penuh dan tumbuh hingga mencapai tinggi maksimum dalam satu musim tumbuh (sekitar 3 sampai 4 bulan). Selama beberapa bulan tersebut, setiap tunas yang muncul akan tumbuh vertikal tanpa menumbuhkan cabang hingga usia kematangan dicapai. Lalu, cabang tumbuh dari node dan daun muncul. Pada tahun berikutnya, dinding batang yang mengandung pulp akan mengeras. Pada tahun ketiga, batang semakin mengeras. Hingga tahun ke lima, jamur dapat tumbuh di bagian luar batang dan menembus hingga ke dalam dan membusukkan batang. Hingga

tahun ke delapan (tergantung pada spesies), pertumbuhan jamur akan menyebabkan batang bambu membusuk dan runtuh. Hal ini menunjukkan bahwa bambu paling tepat dipanen ketika berusia antara tiga hingga tujuh tahun. Bambu tidak akan bertambah tinggi atau membesar batangnya setelah tahun pertama, dan bambu yang telah runtuh atau dipanen tidak akan digantikan oleh tunas bambu baru di tempat ia pernah tumbuh.

Pada dasarnya, bambu memiliki unsur penyusun berupa C, H, O, N, S. Penyusun terbesar bambu adalah selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Berdasarkan Scurlock et al (2000), selulosa dalam bambu mencapai nilai 40-48% sehingga cocok untuk proses konversi selulosa menjadi bahan bakar, bahan kimia, atau bahan berbasis bio lainnya. Hemiselulosa, sebagai precursor selulosa, berkisar antara 25%. Lignin berfungsi untuk mengkokohkan struktur bambu dan meningkatkan nilai HHV bambu. Sebagai tumbuhan tidak berkayu, bambu termasuk tumbuhan berlignin tinggi, yaitu sebesar 25-30%, sementara tumbuhan tidak berkayu normalnya berkisar 11-27%. Tiap komponen memiliki suhu dekomposisi yang berbeda, yaitu hemiselulosa pada 200–260 °C, selulosa pada 240–350 °C, dan lignin pada 280–600 °C. Hal ini dikarenakan perbedaan struktur tiap komponen sehingga dalam proses pirolisis diperlukan mekanisme reaksi yang berbeda-beda untuk tiap komponen.

Semua bagian bambu dapat menyerap karbon, dimana hal tersebut bergantung pada ketinggian dan usia bambu. Semakin tinggi dan tua bambu tersebut, stok karbon yang ada makin tinggi. Bambu kemudian dapat dijadikan *synthetic gas* (*syngas*) melalui proses pirolisis. *Syngas* didapatkan dari reaksi gasifier dan pembakaran CH₄ menjadi CO, CO₂, dan H₂ menggunakan Dual Fluidized Bed Reactor yang terdiri atas Gasifier dan Combustor. Kemudian, *syngas* dapat dikonversi menjadi metanol menggunakan reaktor.

I.2 Aspek Pasar *Metanol*

Metanol telah banyak digunakan di berbagai industri sebagai pelarut, bahan baku industri turunan metanol, sebagai *antifreeze* dan *gas hydrate inhibitor* pada industri migas. Penggunaan metanol terbesar di Indonesia, sebanyak 80% adalah industri formaldehida. Formaldehida digunakan dalam berbagai industri untuk membuat desinfektan, obat, dan biosida. Sedangkan industri lainnya adalah sektor MTO (*Metanol to Olefin*) dan MTP (*Metanol to Propylene*). Dalam skala yang lebih kecil metanol digunakan sebagai Methyl tert-butyl ether (MTBE), yang berfungsi sebagai agent anti-knocking, zat aditif migas, pengolahan air untuk denitrifikasi, *antifreeze* dalam air wiper, dan sebagai gel dalam elektroforesis. Saat ini juga sedang dikembangkan teknologi untuk menghasilkan B30 dari metanol di Indonesia, untuk mendukung program pemerintah yaitu Program Mandatori B30 yang akan dilaksanakan pada tahun 2020. Program B30 dapat meningkatkan potensi aspek pasar metanol sebagai bahan baku biodiesel baru, sehingga dapat diprediksi kebutuhan metanol semakin meningkat.

I.3 Kebutuhan *Metanol* di Indonesia

Tabel I.1 menunjukkan data *supply and demand* metanol pada tahun 2014-2018

Tabel I.1. Data *Supply Demand* Metanol di Indonesia

No	Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
1.	2014	660.000	813.210	404.151	557.361
2.	2015	660.000	456.529	422.884	219.413
3.	2016	660.000	712.054	384.933	436.987
4.	2017	660.000	675.019	335.007	350.026
5.	2018	660.000	1.052.579	307.366	699.945

(Sumber : Badan Pusat Statistik)

Kebutuhan metanol di Indonesia hingga 2019 hanya dipenuhi oleh satu produsen metanol yaitu PT Kaltim Metanol Industri (KMI) dengan kapasitas 660.000 MTPY yang menghasilkan *pure metanol grade AA* (kemurnian minimalnya

99,85%). Sebanyak 70% produk metanol yang dihasilkan KMI merupakan komoditi ekspor, sedangkan sisanya sebanyak 30% digunakan untuk memenuhi kebutuhan metanol di Indonesia. Perhitungan produksi diatas berdasarkan kapasitas KMI, sedangkan data konsumsi didapatkan dari impor dan produksi dikurangi dengan ekspor.

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik, kebutuhan impor metanol meningkat selama 2014-2018, dan ekspor berkurang. Pertumbuhan kebutuhan metanol terlihat secara besar dari tahun 2017 ke tahun 2018, yaitu dari 350 KTPY hingga 699 KTPY. Produksi dalam negeri tidak menunjukkan adanya produksi baru selama 5 tahun, sehingga menjadi salah satu faktor yang mendukung potensi penghasilan dari metanol.

Dengan mempertimbangkan beberapa hal di atas, yaitu besarnya kebutuhan metanol dan kurangnya produksi metanol di Indonesia, serta ketersediaan bahan baku berupa bambu yang melimpah, maka hal tersebut membuka peluang yang besar untuk membangun pabrik metanol dengan bahan baku bambu yang dapat mengurangi angka impor metanol di Indonesia dan meningkatkan pemasukan bagi pemerintah. Latar belakang inilah yang mendasari pemilihan judul :

“Pra Desain Pabrik Metanol dari Bambu”

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Pabrik

Berdasarkan tabel *supply demand* Metanol di buat prediksi kebutuhan nasional dengan menggunakan persamaan *discounted* dan linier. Prediksi dilakukan dengan asumsi pabrik memulai operasi 3 tahun sejak pabrik direncanakan. Tabel II.1 menunjukkan hasil perhitungan perubahan *supply demand* metanol secara linier.

Tabel II.1 Pertumbuhan Perdagangan Metanol Tahun 2014-2019

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)
2014-2015	0	-43,86	4,64
2015-2016	0	55,97	-8,97
2016-2017	0	-5,20	-12,97
2017-2018	0	55,93	-8,25
Rerata	0	15,71	-6,39

Berdasarkan tabel di atas, dapat diprediksi kondisi *supply demand metanol* di Indonesia pada tahun 2022 dengan menggunakan persamaan *discounted* di bawah ini :

$$P_{2022} = P_{2019} \times (1+i)^n$$

Dimana : $n = 2022 - 2019 = 3$

P = Kapasitas Produksi

(Peters & Timmerhaus, 1991)

Tidak terjadi perubahan kapasitas produksi selama 5 tahun, hal ini disebabkan tidak adanya pabrik metanol baru di Indonesia. Pada kondisi ini, impor *metanol* pada tahun 2022 menjadi kapasitas nasional yang tidak dapat dipenuhi dari produksi. Hasil dari perhitungan estimasi *supply demand* pada tahun 2022 dapat dilihat pada tabel II.2:

Tabel II.2 Estimasi *Supply Demand Metanol* pada Tahun 2022

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)
2022	660.000	1.886.894,19	236.017,57

Dengan demikian, neraca massa peluang kapasitas pada tahun 2022 dapat dihitung dengan:

$$\begin{aligned}\text{kapasitas nasional} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Produksi}) \\ &= (236.017,57 + 1.886.894,19) - (660.000) \\ &= 1.462.911,76 \text{ Ton/Tahun} \\ &= 1.462,91176 \text{ KTPA}\end{aligned}$$

Berdasarkan referensi penentuan kapasitas awal produksi pabrik metanol, yaitu PT Kaltim Metanol Industri sebesar 660 KTPA, serta dalam upaya mengurangi ketergantungan impor metanol pada 2022, dilakukan perhitungan kapasitas pabrik yang akan didirikan sebesar 5% dari kapasitas nasional. Digunakan pula basis perhitungan pabrik dengan waktu operasi 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik 24 jam/ hari

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi Pabrik} &= 5\% \times \text{kapasitas nasional} \\ &= 0,05 \times 1.462,91176 \text{ KTPA} \\ &= 73,15 \text{ KTPA}\end{aligned}$$

II.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga produk yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

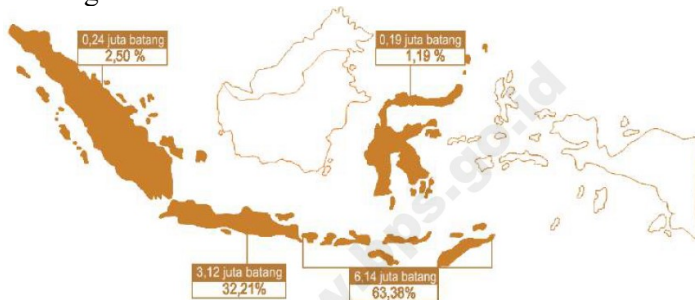
Menurut Peter & Timmerhaus, pendirian pabrik pada umumnya mempertimbangkan 4 faktor utama sebagai survey awal untuk mendapatkan satu atau dua daerah geografis. Faktor tersebut adalah Bahan baku, lokasi pasar, energi, dan iklim. Pemilihan daerah dilanjutkan dengan menambahkan faktor-faktor yang lain. Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik metanol ini, dilakukan

peninjauan terhadap berbagai faktor dengan prioritas sebagai berikut

- a. Bahan baku
- b. Lokasi pasar
- c. Energi
- d. Iklim dan geografis
- e. Fasilitas Transportasi
- f. Tenaga Kerja

a. Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor paling penting dalam pemilihan pabrik karena mempengaruhi biaya transportasi dan penyimpanan. Peta persebaran bambu yang ada di Indonesia terlihat di gambar II.1



Gambar II.1 Peta Persebaran Bambu di Indonesia

Dengan persebaran seperti gambar di atas, produksi bambu per provinsi di Indonesia dapat dilihat pada Tabel II.3. Berdasarkan data produksi bambu diatas, didapatkan beberapa provinsi yang memiliki produksi bahan baku cukup tinggi yaitu Jawa Barat, Bali, dan DI Yogyakarta. Produksi di Kalimantan, Papua, dan Maluku tidak dapat menjadi pilihan pendirian pabrik karena tidak adanya produksi bambu. Daerah-daerah di Sumatra, Sulawesi, dan Nusa Tenggara memiliki kapasitas yang sangat kecil sehingga tidak cocok. Dengan menggunakan asumsi berat bambu 38.82 kg/batang, didapatkan jumlah bambu di Provinsi Jawa Barat, Bali dan DI Yogyakarta adalah 113, 208, dan 65 KTPA.

(Sumber : Statistik Produksi Kehutanan)

Tabel II.3 Produksi Bambu per Provinsi di Indonesia

Pulau	Provinsi	Bambu (batang)
Sumatera	Aceh	0.00
	Sumatera Utara	42,187.58
	Sumatera Barat	0.00
	Riau	0.00
	Jambi	0.00
	Sumatera Selatan	0.00
	Bengkulu	135,400.00
	Lampung	0.00
	Kep Bangka Belitung	0.00
	Kep Riau	0.00
Jawa	DKI Jakarta	0.00
	Jawa Barat	2,915,922.00
	Jawa Tengah	968,451.62
	DI Yogyakarta	1,685,765.29
	Jawa Timur	124,790.00
	Banten	0.00
Bali & Nusa Tenggara	Bali	5,372,289.00
	Nusa Tenggara Barat	638,225.00
	Nusa Tenggara Timur	4,727.67
Kalimantan	Kalimantan Barat	0.00
	Kalimantan Tengah	0.00
	Kalimantan Selatan	0.00
	Kalimantan Timur	0.00
	Kalimantan Utara	0.00
Sulawesi	Sulawesi Utara	11,743.57
	Sulawesi Tengah	0.00
	Sulawesi Selatan	161,061.00

Pulau	Provinsi	Bambu (batang)
	Sulawesi Tenggara	0.00
	Gorontalo	0.00
	Sulawesi Barat	0.00
Maluku	Maluku Utara	0.00
	Maluku	0.00
Papua	Papua Barat	0.00
	Papua	0.00
Total		11,882,975.15

(Sumber : Statistik Produksi Kehutanan)

b. Lokasi Pemasaran

Lokasi merupakan faktor kedua yang terpenting karena juga dapat meringankan biaya dan waktu transportasi. Lokasi Pemasaran ditinjau dengan jumlah dan lokasi dari pasar. Daftar dan persebaran target pemasaran metanol di Indonesia dapat terlihat di tabel II.4

Tabel II.4 Target Pemasaran Metanol di Indonesia

No.	Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT Arjuna Utama Kimia, Rungkut, Surabaya	9.200
2.	PT. Batu Penggal Chemical Industry, Samarinda	11.200
3.	PT. Belawandeli Chemical, Medan	12.000
4.	PT Benua Multi Lestari, Pontianak	27.200
5.	PT. Binajaya Rodakarya, Barito Kuala	18.000
6.	PT. Duta Pertiwi Nusantara, Pontianak	20.000
7.	PT. Duta Rendra Mulia, Pontianak	13.400

No.	Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
8.	PT. Dover Chemical, Serang	24.000
9.	PT. Dyno Mugi Indonesia, Aceh	11.760
10.	PT. Gelora Citra Kimia Abadi, Temanggung	19.200
11.	PT. Intan Wijaya Chemical Industri, Banjarmasin	24.600
12.	PT. Kayu Lapis Indonesia, Kendal	8.000
13.	PT. Kurnia Kapuas Utama Glue Industry, Pontianak	15.200
14.	PT. Laktosa Indah, Samarinda	11.200
15.	PT. Orica Resindo Mahakam, Samarinda	14.000
16.	PT. Perawang Sukses Perkasa Industri, Riau	19.200
17.	PT. Pumolite Adhesive Industry, Probolinggo	14.400
18.	PT. Putra Sumber Kimindo, Jambi	18.000
19.	PT. Sabak Indah, Jambi	28.800
20.	PT. Sumatera Perekat Industri (SUPERIN), medan	14.400
21.	PT. Urodin Prajey Industri, Palembang	12.000



Gambar II.2 Peta Persebaran Target Pemasaran Metanol di Indonesia

Berdasarkan hasil pengamatan dari gambar II.2, konsumen produk metanol di Indonesia memiliki distribusi di Kalimantan, Sumatra, dan Jawa. DI Yogyakarta berada di pesisir pantai selatan Jawa, sehingga Jawa Barat dan Bali lebih unggul karena akses pelabuhan untuk pemasaran ke pulau Kalimantan dan Sumatra yang lebih mudah.

c. Energi

Energi ditinjau dengan membandingkan kapasitas terpasang nasional tenaga listrik dan harga jual listrik rata-rata untuk industri. Data tahun 2019 dapat digunakan sebagai basis perbandingan harga dan kapasitas. Data kapasitas terpasang permbangkit tenaga listrik PLN dijabarkan pada tabel II.5

Tabel II.5 Perbandingan di faktor energi

No.	Provinsi	Harga Listrik (Rp/kWh)	Kapasitas Terpasang Nasional (MW)
1	Jawa Barat	1.104,90	9.851,42
2	Bali	1.102,76	1.066,76

(Sumber : Statistik Ketenagalistrikan 2019)

Berdasarkan data diatas, harga listrik untuk provinsi Bali lebih murah, sedangkan Jawa Barat memiliki kapasitas listrik yang lebih besar. Berdasarkan peninjauan dari tiga faktor prioritas pertama, provinsi Bali merupakan lokasi yang lebih baik. Pemilihan lokasi lebih detail dilanjutkan dengan membandingkan faktor-faktor berikutnya.

d. Iklim dan Geografis

Iklim dan geografis ditinjau dari beberapa faktor yaitu suhu rata-rata, kelembaban udara rata-rata, dan kecepatan angin rata-rata. Berikut ini adalah kondisi wilayah berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari provinsi bali tahun 2019. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis dengan data pabrik metanol akan direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2022. Perbandingan antara kabupaten dan kota dapat dilihat pada tabel II.6

Tabel II.6 Perbandingan cuaca di Provinsi Bali

Kabupaten/ Kota	Suhu (°C)	Kelembapan (%)	Kecepatan Angin (km/jam)
Badung	23-31	60-85	2-19
Denpasar	23-31	60-85	2-18
Gianyar	23-31	60-85	3-18
Karangasem	23-31	55-80	11-21
Jembrana	22-30	65-90	6-19
Tabanan	23-31	60-85	2-18
Klungkung	23-31	60-85	3-18
Buleleng	23-31	55-80	6-16
Bangli	22-30	65-90	3-16

(Sumber : Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika)

Berdasarkan data dari BMKG, kelembapan suhu di berbagai tempat di Provinsi Bali tidak terlalu berbeda, dan memiliki interval suhu sekitar 8° C. Kecepatan angin rata-rata di Provinsi Bali tergolong aman untuk pendirian pabrik, kecuali untuk kabupaten Karangasem yang memiliki kecepatan angin relatif tinggi.

e. Aksesibilitas dan Fasilitas

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi dipertimbangkan dengan membandingkan jalan, bandara, dan pelabuhan peti kemas. Faktor ini mempengaruhi harga dan waktu yang dibutuhkan untuk memasarkan produk, dan akses masuk bagi personel pabrik. Provinsi Bali memiliki bandara di Kota Denpasar, dan 6 pelabuhan. Gambar II.3 merupakan peta persebaran jalan dan pelabuhan peti kemas di Provinsi Bali. Bali memiliki jalan arteri dari Pelabuhan Gilimanuk hingga Semarapura sedangkan jalan kolektor menghubungkan Pelabuhan Gilimanuk hingga Semarapura lewat pesisir pantai utara. Faktor ini memperkuat lokasi pabrik untuk didirikan di Kabupaten yang memiliki jalan arteri dan dekat dengan pantai dan pelabuhan. Dengan meninjau iklim dan aksesibilitas,

dapat diambil 3 kabupaten di Provinsi Bali yang memiliki kesesuaian yaitu Buleleng, Jembrana, dan Tabanan.



Gambar II.3 Peta Persebaran Jalan Provinsi Bali

f. **Tenaga Kerja**

Tenaga kerja dibandingkan dengan meninjau upah minimum kota dan tingkat pengangguran. Bali memiliki tingkat pengangguran 1,37 % yaitu 34.485 penduduk. Tabel II.6 merupakan data upah minimum Provinsi Bali, sedangkan Tabel II.7 merupakan tingkat pengangguran provinsi bali

Tabel II.7 Perbandingan Upah Minimum Kabupaten / Kota

Kabupaten / Kotamadya	UMK	UMP
Badung	Rp 2.700.297	Rp 2.297.968
Denpasar	Rp 2.553.000	
Gianyar	Rp 2.421.000	
Karangasem	Rp 2.355.054	
Jembrana	Rp 2.356.559	
Tabanan	Rp 2.419.331	
Klungkung	Rp 2.338.840	
Buleleng	Rp 2.338.850	Rp 2.297.968
Bangli	Rp 2.299.152	

(Sumber :Peraturan Gubernur Bali no 91 tahun 2018)

Tabel II.8 Tingkat Pengangguran Provinsi Bali

Kabupaten / Kotamadya	Pengangguran
Badung	1.590
Denpasar	9.563
Gianyar	4.978
Karangasem	2.534
Jembrana	2.247
Tabanan	3.936
Klungkung	1.517
Buleleng	6.945
Bangli	1.175
Total	34.485

(Sumber : Profil Ketenagakerjaan Badan Pusat Statistika Buleleng)

UMK dengan urutan terendah yang sesuai dengan daerah-daerah faktor sebelumnya adalah Kabupaten Buleleng, diikuti dengan kabupaten Jembrana dan Tabanan. Sedangkan Tingkat Pengangguran dengan urutan tertinggi adalah Buleleng, Jembrana, dan Tabanan. Berdasarkan peninjauan dari keseluruhan faktor-faktor diatas, dipilih Kabupaten Jembrana, Provinsi Bali sebagai lokasi pendirian pabrik. Gambar II.4 menunjukkan lokasi pendirian pabrik.



Gambar II.4 Lokasi Jembrana, Bali

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan yang digunakan sebagai bahan baku metanol adalah bambu. Bambu di Indonesia dapat diperkirakan dibedakan menjadi 157 spesies bambu yang merupakan lebih dari 10% spesies bambu di dunia. Bambu yang digunakan untuk analisa ini adalah rata-rata dari nilai analisa 5 jenis bambu yang umum di Indonesia. Spesifikasi bahan baku digunakan dengan asumsi mengabaikan fluktuasi dari pengaruh perbedaan jenis bambu pada feed. Tabel II.10 dan II.11 merupakan ultimate analysis dan proximate analysis dari bambu dalam persentase massa. Bambu yang digunakan berumur sesuai dengan masa panen yaitu 1 tahun.

Tabel II.9. *Ultimate Analysis (air dried)* dalam Persentase Massa

Spesies	C	H	O	N	S
Andong	49	6.09	44.4	0.40	0.05
Hitam	50.3	6.21	42.9	0.46	0.05
Tali	50.9	6.44	42.3	0.24	0.07
Kuning	48.2	6.08	45.2	0.39	0.05
Ampel	49.5	6.30	43.7	0.43	0.04
Betung	48.7	6.00	44.9	0.33	0.05
Rerata	49.4	6.19	43.9	0.38	0.05

Tabel II.10 *Proximate Analysis (as received)* Dalam Persentase Massa

Spesies	Moisture	Ash	Volatile Matter	Fixed Carbon
Andong	8.4	2.08	78.0	11.5
Hitam	7.8	1.36	72.4	18.4
Tali	7.3	1.89	80.0	10.8
Kuning	7.6	2.68	75.4	14.3
Ampel	10.2	1.15	72.0	16.7
Betung	7.1	2.44	75.4	15.1
Rerata	8.1	1.93	75.5	14.5

II.3.2 Target Produk

a. Sifat Fisik

Pada suhu kamar, metanol mempunyai sifat sebagai berikut:

- Berwujud bening
 - Mudah menguap dan terbakar
 - Merupakan pelarut polar, larut dalam air, *ethyl alcohol*, dan *ether*
 - Beracun jika dihirup yaitu dapat menyebabkan kebutaan
- Sifat fisik dari metanol dapat dilihat pada tabel II.11

Tabel II.11 Sifat Fisik

Sifat Fisik	Nilai
Titik Lebur, °C	-97,8
Titik didih, °C	64,7
Indeks refraktif, Nd	13,284
Relative Density (d _{20/4})	0,7915
Relative Vapour Density	1,1
Tekanan uap (20°C), kPa	12,3
Temperatur <i>ignition</i> , °C	470
<i>Explosive limit</i> di udara, % vol	
<i>Lower</i>	5,5
<i>Upper</i>	44
<i>Flash point</i> , °C	
<i>open cup</i>	15,6
<i>closed cup</i>	12,2
Tegangan permukaan, pada 25°C, mN/m	22,1
<i>Specific heat</i> uap pada 25°C, J/(gK)	1370
<i>Specific heat liquid</i> pada 25°C, J/(gK)	2533
Densitas pada 25°C, g/ml	0,7866
Viskositas liquid pada 25°C, mPas(=cP)	0,541

Sifat Fisik	Nilai
Titik kritis, °C	239,43
Tekanan kritis, kPa	8096
Volume kritis, mL/mol	118

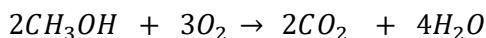
(Sumber : World Health Organization)

b. Sifat Kimia

Metanol merupakan senyawa alkohol yang paling sederhana. Kereaktifan dari senyawa ini ditentukan oleh gugus fungsionalnya. Beberapa contoh reaksi metanol adalah :

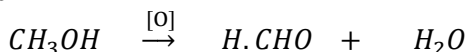
➤ Reaksi pembakaran

Metanol mempunyai nyala api yang berwarna biru pucat. Reaksi pembakaran ini menghasilkan karbon dioksida dan *steam*.



➤ Reaksi oksidasi

Metanol dapat dioksidasi dengan katalis berupa *Potassium Dichromate* ($K_2Cr_2O_7$), *Sodium Dichromate* ($Na_2Cr_2O_7$), *Potassium Permanganate* ($KMnO_4$), untuk membentuk *formaldehyde*.



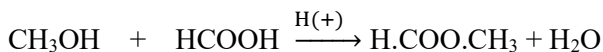
➤ Reaksi dehidrogenasi

Metanol dapat juga dioksidasi menjadi *formaldehyde* dengan jalan melewati uap dari metanol pada katalis tembaga pada suhu 300°C. Reaksi ini disebut dehidrogenasi karena juga akan membentuk hidrogen.



➤ Reaksi esterifikasi

Metanol bereaksi dengan asam organik untuk membentuk ester



c. Spesifikasi Produk

Spesifikasi metanol dapat dilihat pada tabel II.13
Tabel II.12 Spesifikasi Produk Metanol *Grade AA*

Karakteristik	Syarat
Metanol	min. 99.85% massa
Air	maks. 0.1 % massa
Aseton	maks .0.002 % massa
Keasaman (sebagai asam asetat)	maks. 0.003% massa
Penampilan	bebas materi tersuspensi dan sedimen
Pengotor karbonable skala Pt-Co	maks. No.30
Warna skala Pt-Co	maks. No. 5
Range Distilasi pada 760 mm	maks. 1,0 °c (termasuk 64,6 ± 0,1 °c)
Etanol	maks. 0.001 % massa
Materi non volatil	maks. 10 mg/100mL
Bau	khas tidak berbekas
Waktu permanganat	tidak berubah warna selama 30 menit
Spesifik gravitasi pada 20/20 °C	maks. 0.7928

(Sumber : General Services Administration United States of America 2015)

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

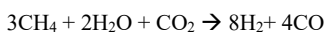
III.1. Seleksi Proses

III.1.1. Metode Produksi Methanol

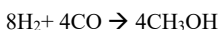
Metanol pertama kali diproduksi sebagai produk sampingan dalam pembuatan arang melalui penyulingan kayu yang rusak, dengan hasil 12-24 liter per ton kayu. Sebagian besar metanol saat ini diproduksi dari gas alam. Pada prinsipnya, banyak bahan yang mengandung karbon dapat diganti dengan gas alam sebagai bahan awal. Ini termasuk (selain kayu) batubara, lignit, dan bahkan limbah kota. Namun, masing-masing bahan baku ini terlebih dahulu harus dikonversi menjadi *syngas*. Untuk langkah ini, setiap bahan baku alternatif memerlukan modifikasi proses yang meningkatkan biaya investasi modal daripada yang diperlukan untuk gas alam. Berikut proses konversi gas alam, kayu, dan bambu menjadi metanol:

1. Metanol dari Gas Alam

Produksi metanol melalui konversi gas alam menjadi *syngas* digunakan di pabrik metanol konvensional di seluruh dunia. Biasanya gas alam (terutama metana) secara katalitik bereaksi dengan uap dan karbon dioksida untuk menghasilkan hidrogen dan karbon monoksida dalam perbandingan 2:1.

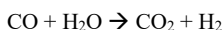


Campuran gas ini (*syngas*) kemudian dikompresi dan dikonversi menjadi metanol:



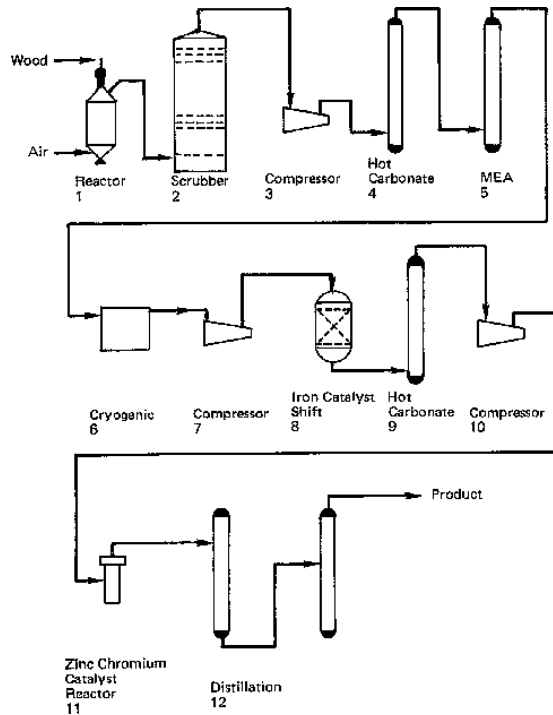
2. Metanol dari Kayu

Produksi metanol melalui konversi kayu menjadi *syngas* sedang dikembangkan di beberapa negara. Dalam hal mengkonversi karbon menjadi metanol, kayu pada dasarnya kurang efisien daripada gas alam. Langkah gasifikasi awal dalam memproduksi *syngas* dari kayu menghasilkan campuran CO dan H₂ yang lebih sedikit hidrogen. Untuk membuat rasio H₂ ke CO menjadi 2: 1, sebagian dari CO direaksikan dengan uap untuk menghasilkan hidrogen tambahan.



Karbon dioksida ini kemudian dikeluarkan dari aliran proses dan dibuang. Sekitar 50 persen karbon dalam kayu dilepaskan secara ke atmosfer. Sehingga 50 persen dari semua kegiatan kehutanan dan transportasi untuk menyediakan kayu ke pabrik terbuang sia-sia. Diperlukan sekitar 2,25 kg gas alam untuk menghasilkan 4 liter metanol yaitu sekitar 9 kg kayu

kering. Langkah-langkah untuk gasifikasi kayu dapat dilihat sesuai gambar III.1



Gambar III.1. Sintesis Metanol dari Kayu

(National Research Council, 1983)

Langkah-langkah proses: (1) oksidasi parsial limbah kayu, (2) gas mentah bersih dan dingin, (3) kompres hingga 100 psig, (4) menghilangkan sisa karbon dioksida yang terbentuk secara bergiliran, (6) menghilangkan nitrogen dan hidrokarbon, (7)) dikompres menjadi 400 psig, (8) menggeser gas menjadi dua bagian hidrogen dan satu bagian karbon monoksida, (9) menghilangkan karbon dioksida yang terbentuk secara bergiliran, (10) kompres menjadi 2.500 psig, (11) mengubah hidrogen dan karbon monoksida menjadi metanol, (12) memurnikan metanol mentah menjadi produk kelas spesifikasi.

Gas mentah (*raw gas*) biasanya mengandung hidrogen (18 persen), karbon monoksida (22,8 persen), karbon dioksida (9,2 persen), metana (2,5 persen), hidrokarbon lain (0,9 persen), oksigen (0,5 persen), dan nitrogen (45,8 persen). Syngas kemudian dikompresi (10) menjadi 2.000-4.000 psig dan dilewatkan ke dalam reaktor sintesis metanol (11). Dalam reaktor, sekitar 95 persen gas dikonversi menjadi metanol melalui katalis seng-kromium. Gas yang tidak

bereaksi dipisahkan dan didaur ulang dan metanol dimurnikan dengan distilasi (12).

3. Metanol dari Bambu

Proses konversi bambu ke metanol hampir sama dengan langkah metanol dari kayu. Namun saat ini metanol dari bambu lebih populer, hal ini disebabkan produksi bambu yang melimpah dibandingkan dengan gas alam, serta dorongan oleh ESDM melalui Peraturan Presiden (PP) No. 5 Tahun 2006. PP tersebut mempunyai target konsumsi energi alternatif lebih dari 17% dari total konsumsi energi nasional pada tahun 2025. Penjabaran dari PP tersebut kemudian dituangkan dalam Blueprint Pengelolaan Energi Nasional 2005-2025 yang ditetapkan oleh Menteri Energi dan Sumber daya Mineral. Bambu memiliki beberapa kelebihan dibandingkan dengan batubara. Bambu yang digunakan sebagai feed merupakan bahan yang sangat ramah energi karena dapat dipanen setiap 1 tahun sekali. Batubara yang merupakan bahan tambang tidak dapat diregenerasi. Terutama dalam kandungan air, batubara memiliki kandungan air dan ash yang cukup tinggi yaitu kandungan air diatas 10% dan kandungan ash sekitar 6-10%. Sedangkan bambu memiliki kandungan ash sekitar 2% dengan kandungan air 7%. Sedikitnya kandungan air dan ash sebagai bahan yang tidak diperlukan akan memberikan kelebihan dalam kemudahan mengolah bambu menjadi metanol.

(Arisanti, 2018)

Bambu bukan merupakan pilihan biomassa yang memiliki kandungan terbaik untuk sintesa metanol. Beberapa jenis tanaman tersedia dalam jumlah yang lebih banyak, memiliki impurity yang lebih sedikit dan yield methanol yang lebih tinggi. Padi menghasilkan yield lebih tinggi 5% daripada bambu, tetapi merupakan bahan makanan yang sangat umum digunakan. Dedalu memiliki kadar ash yang lebih rendah, tetapi membutuhkan waktu tumbuh 15 tahun. Dengan meninjau sisi ekonomis dan juga fungsi, bambu tetap unggul karena bambu bukan merupakan bahan pakan utama, dan merupakan salah satu tanaman dengan masa tumbuh tercepat di dunia yaitu 1 tahun. Kegunaan bambu di Indonesia juga sangat terbatas pada bahan bangunan, kerajinan tangan dan peralatan masak.

(Nakagawa, 2007)

Berikut perbandingan dari ketiga metode pembuatan metanol:

Tabel III.1 Perbandingan Metode Pembuatan Metanol

Parameter	Proses		
	Metanol dari gas alam	Metanol dari kayu	Metanol dari bambu
Bahan Baku	Gas alam	Kayu	Bambu

Kemurnian Produk	99%	95%	95-99%
Ketersediaan Bahan Baku	Banyak	Banyak	Sangat banyak

Berdasarkan dari ketiga metode tersebut, metode pembuatan metanol dari bambu merupakan pilihan terbaik karena bahan baku yang melimpah dan menghasilkan *yield* metanol yang lebih banyak dibandingkan dari kayu.

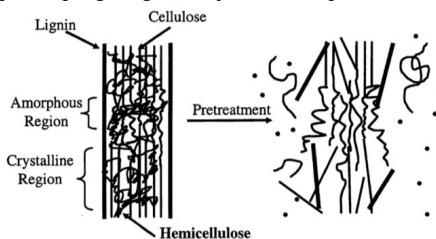
(National Research Council, 1983)

III.1.2. Produksi Syngas dari Bambu

III.1.2.1. *Pre-treatment*

Bambu memiliki ukuran dan jumlah kandungan yang berbeda tergantung jenis dan usianya, sehingga diperlukan *pre-treatment* yaitu pengecilan ukuran.

Pre-treatment dimulai dari cara penyimpanan bambu agar tidak terserang jamur. Bambu disimpan secara horizontal di gudang atau tempat yang terlindung dari air dan panas matahari secara langsung. Tempat penyimpanan atau gudang harus memiliki ventilasi dan sirkulasi udara yang baik untuk menghindari kelembaban berlebih yang dapat menimbulkan jamur pada bambu. Bambu tidak boleh kontak langsung dengan tanah atau lantai semen, dan harus dinaikkan dari dasar lantai sekurang-kurangnya 30 cm agar ada sirkulasi udara dibawah. Tinggi maksimal setiap tumpukan adalah 30 cm, jika lebih, diantara tumpukan harus diberi alas kayu/bambu lain agar ada sirkulasi udara. Jika bambu yang diterima dalam kondisi basah karena, maka bambu harus disimpan secara vertikal selama 2-3 hari sebelum disimpan horizontal, tujuannya adalah agar sisa-sisa air yang ada di bagian rongga dalam bambu keluar sempurna sehingga proses pengeringan menjadi lebih cepat.



Gambar III.2. Efek dari Pretreatment

Bambu memiliki kadar lignin, selulosa, dan hemiselulosa yang dapat terdekomposisi pada suhu yang berbeda-beda. Sebelum memasuki reaktor, struktur bambu harus dibuat sesederhana mungkin agar reaksi terjadi lebih efektif. Untuk mempercepat

dekomposisi, bambu dihancurkan dengan pilihan empat cara berikut:

1. Fisik
Terdapat berbagai cara pengolahan secara fisik, salah satunya adalah *milling* atau *mechanical grinding*. Cara ini paling umum untuk mengecilkan ukuran biomassa. Metode *chipping* mengecilkan hingga 10-30 mm, dimana *milling* atau *grinding* mencapai 0,2 mm.
2. Kimia
Pretreatment secara kimiawi mempunyai tujuan utama untuk meningkatkan biodegradasi selulosa dengan menghilangkan lignin dan atau hemiselulosa. Metode ini juga bertujuan menurunkan tingkat polimerisasi dan kristalinitas komponen selulosa. Pretreatment kimia ini awalnya dikembangkan di industri kertas untuk delignifikasi bahan selulosa agar dihasilkan produk kertas berkualitas. Contoh dari proses ini adalah penggunaan NaOH, kalsium, ekspansi fiber ammonia. Larutan alkalin tersebut dapat mempercepat tercernanya selulosa dan juga menurunkan kadar lignin. Contoh dari pretreatment kimiawi adalah hidrolisis asam dan hidrolisis alkalin.
3. Fisiokimia
Pretreatment fisika-kimia merupakan pretreatment yang menggabungkan proses fisika dan kimia. Sehingga kekurangan suatu metode diharapkan dapat diatasi oleh metode lainnya. Beberapa pretreatment fisikakimia utama adalah Ammonia Fiber Explosion (AFEX) dan steam explosion.
4. Biologi
Pretreatment secara biologis menggunakan mikroorganisme pendegradasi kayu dan zat penyusunnya seperti lignin, hemiselulosa, dan selulosa. Kelompok utama mikroorganisme tersebut adalah jamur pembusuk putih dan coklat, serta jamur pembusuk lunak. Mikroorganisme tersebut diketahui mampu merubah komposisi kimia dan struktur biomassa lignoselulosa.
Tabulasi perbandingan jenis pre-treatment yan

Tabel III.2. Perbandingan Jenis *Pre-treatment*

Kategori	Jenis Pretreatment	Keuntungan	Kerugian
Fisik	<i>Chipping, Grinding</i>	Efektif dari segi biaya, khususnya untuk tumbuhan terna dan limbah pertanian	Untuk bahan kayu yang keras perlu energi besar

Kategori	Jenis Pretreatment	Keuntungan	Kerugian
Kimia	Hidrolisis asam	Waktu tinggal dan reaksi pendek	Korosi pada tangki
		Lignin dan hemiselulosa hilang	Terbentuknya produk samping turunan gula
	Hidrolisis alkalin	Kristalinitas selulosa berkurang	Untuk bahan kayu lunak proses lambat
		Polimerisasi karbohidrat berkurang	
Fisiokimia	Ekspansi fiber amonia	Kristalinitas selulosa dapat berkurang tergantung kondisi treatment	Memerlukan sistem recycle amonia
Fisiokimia Biologis	Ekspansi fiber amonia <i>Steam explosion</i>	Waktu reaksi cepat (15 menit)	Proses untuk kayu keras lambat
		Lignin dipisahkan dari dinding sel	
		Efektif dari segi biaya untuk kayu keras	Hemiselulosa hilang parsial
	<i>Steam explosion</i> Jamur <i>white rot</i> dan <i>soft rot</i>	Organisme dapat menghancurkan lignin	Terbentuknya produk samping turunan gula
			Pertumbuhan mikroorganisme harus dikontrol
Biologis	Jamur <i>white rot</i> dan <i>soft rot</i>	Kebutuhan energi rendah	Waktu reaksi lambat
		Kondisi reaksi ringan	

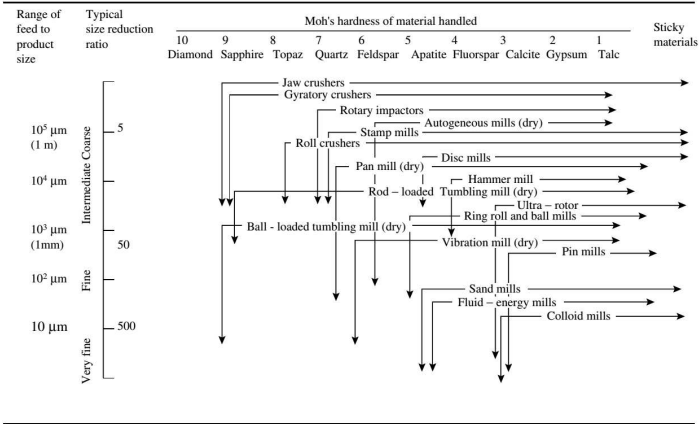
(Ussiri, 2015)

Dari Tabel III.2. Disimpulkan bahwa yang paling *feasible* adalah pretreatment secara fisik karena walaupun lebih mahal, namun menghasilkan produk inhibitor lebih sedikit

daripada secara kimiawi. Pretreatment biologis tidak menghasilkan produk inhibitor, namun waktu reaksi lambat sehingga kurang tepat untuk digunakan.

(Ghosh, 2018)

Pemilihan alat pretreatment secara fisik mengikuti Gambar III.3.



Gambar III.3. Jenis Crusher

(Sinnott, 2005)

Dari gambar di atas, dapat dipilih hammer mill untuk mengecilkan ukuran bambu menilik tingkat kekerasan bamboo serta ukuran yang diinginkan.

III.1.2.2. Teknologi Gasifikasi

Teknologi gasifikasi yang digunakan untuk konversi bambu dapat dibedakan menjadi dua macam tergantung metode suplai panas, yaitu secara langsung (*direct*) dan tidak langsung (*indirect*).

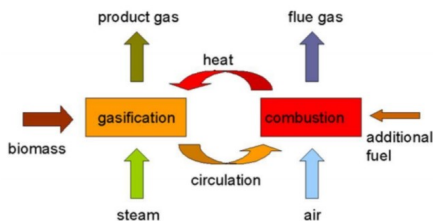
Direct Gasification

Gasifikasi langsung merupakan metode yang paling umum yaitu menggunakan suplai udara atau oksigen ke reaktor *entrained flow bed* (contoh, Siemens), *fluidized bed* (contoh, Winkler), atau *moving bed* (contoh, *Lurgi dry bottom*). Dalam gasifikasi langsung, panas yang dibutuhkan untuk reaksi gasifikasi endotermis diproduksi dalam reaktor oleh pembakaran bahan baku dengan suplai udara atau oksigen. Penggunaan reaktor dengan *fuel* udara, nitrogen dalam udara akan melarutkan *synthesis gas*, sehingga tidak cocok untuk segala aplikasi. Maka dari itu, reaktor gasifikasi langsung umumnya menggunakan suplai oksigen dengan kemurnian sangat tinggi, yang artinya membutuhkan biaya cukup besar dikarenakan tingginya harga oksigen murni. Untuk itu, *air separation unit* umumnya digunakan untuk

menyediakan oksigen. Walaupun reaktor gasifikasi menggunakan oksigen murni, gasifikasi langsung biasanya memproduksi *syngas* berkualitas rendah, sehingga diperlukan pengondisian lebih lanjut. Meskipun *entrained flow gasifier* dengan suplai oksigen dapat memproduksi *syngas* dengan kualitas lebih baik daripada *fluid bed* atau *moving bed*, *entrained flow gasifier* membutuhkan proses preparasi bahan baku yang ketat dikarenakan tidak praktis untuk beberapa tipe bahan baku berkarbon, seperti biomassa ataupun *petroleum coke*.

Indirect Gasification

Gasifikasi tidak langsung adalah gasifikasi yang membutuhkan panas yang diproduksi tidak dari dalam reaktor, dengan kata lain gasifikasi dan pembakaran terjadi di dua reaktor yang berbeda, namun terjadi perpindahan massa dan panas di antara reaktor-reaktor tersebut. Bahan bakar gasifikasi umumnya menggunakan uap air (*steam*) untuk menambah nilai kalori *syngas* dikarenakan tingginya konsentrasi hidrogen, serta harganya cukup murah dan produksinya mudah. Contoh dari *indirect gasifier* menggunakan gas sebagai sumber panas adalah *dual* (atau *circulating*) *fluidized bed gasifier*. (Nuamah, 2012) Dua reaktor yang berbeda diperlukan, yaitu bagian *gasifier* mengubah *fuel* untuk memproduksi gas, sementara bagian *combustor* membakar *additional fuel* (sisa arang) untuk menyediakan panas yang dibutuhkan gasifier. Umumnya bahan *bed* yang digunakan adalah pasir silika, olivine, atau alumina, disirkulasikan diantara kedua reaktor sebagai penghantar perpindahan panas.



Gambar III.4. Proses Sirkulasi/Dual Fluidized Bed

Dapat disimpulkan bahwa metode paling baik untuk membuat *syngas* dari bambu adalah secara tidak langsung (*indirect*), maka diperlukan jenis *gasifier* dan *combustor* pula yang sesuai.

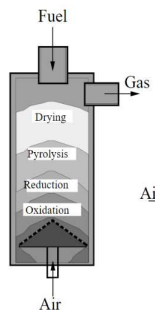
Ada tiga macam *gasifier* yang biasa digunakan dalam proses gasifikasi, yaitu *fixed bed*, *fluidized bed*, dan *entrained-flow*.

1. Fixed Bed

Fixed bed gasifiers membutuhkan bahan bakar yang stabil untuk ukuran partikel lebih kecil (1-3 cm), seperti pelet atau briket untuk menjamin jalur yang mudah dilalui gas

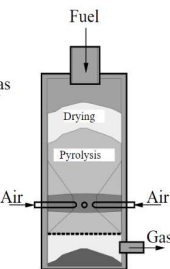
melalui bed. Bergantung pada arah aliran bahan baku dan gas, gasifier ini dapat diklasifikasikan sebagai *updraft* dan *downdraft gasifier*.

Pada *updraft fixed bed gasifier*, bahan bakar masuk melalui bagian atas, sementara udara masuk melalui bagian bawah reaktor. Peletakan aliran ini diperuntukkan biomassa dengan kadar air tinggi (40-50%), hal ini dikarenakan gas panas keluar *gasifier* akan digunakan dalam proses pembakaran dengan pengeringan serta pirolisa bahan bakar saat gas menuruni *gasifier* hingga akhirnya digasifikasi dan dibakar di bagian bawah reaktor. *Syngas* yang diproduksi *updraft gasifier* digunakan untuk memproduksi panas dan listrik melalui *steam turbine* dan tidak diperuntukkan sebagai bahan bakar sintetis, kimia, ataupun gas turbin, dikarenakan tingginya kadar hidrokarbon.



Gambar III.5. *Updraft Fixed Bed Gasifier*

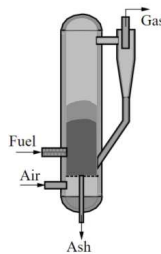
Downdraft fixed bed gasifier merupakan reaktor yang umumnya digunakan di industri. Pada *downdraft fixed bed gasifier*, bahan bakar masuk melalui bagian atas, udara masuk melalui samping, dan gas yang akan dibakar melalui *grate*. Susunan *gasifier* tersebut cukup sederhana dengan biaya lebih rendah. *Syngas* (umumnya terdapat CO, H₂, CH₄, CO₂, dan N₂) relatif lebih bersih daripada *syngas* produksi *updraft fixed bed gasifiers* dan mengandung sedikit tar atau minyak, sehingga cocok untuk memproduksi panas dan listrik melalui *steam turbine*.



Gambar III.6. *Downdraft Fixed Bed Gasifier*

2. *Fluidized Bed*

Untuk gasifikasi biomassa dengan *fluidized bed*, suhu gasifikasi harus minimal 750°C sembari menjaga suhu *bed* dibawah suhu leleh abu bahan bakar. Kegagalan untuk mematuhi standar ini dapat menyebabkan abu lengket menempel pada partikel *bed* sehingga menyebabkan pengelompokan dan gangguan fluidisasi. Maka dari itu, *fluidized bed gasifier* cocok untuk biomaterial berkayu dikarenakan memiliki suhu leleh abu lebih tinggi (diatas 1000 °C) daripada biomaterial rerumputan seperti jerami, yang suhu leleh abunya sekitar 700 °C.

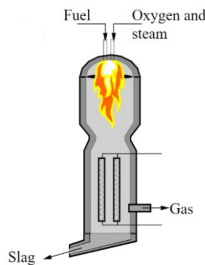


Gambar III.7. *Fluidized Bed Gasifier*

(Nuamah, 2012)

3. *Entrained Flow*

Entrained flow gasifiers beroperasi pada suhu sangat tinggi (1200–2000 °C) dan tekanan tinggi (about 50 bar) kemudian mengubah campuran bahan bakar dan oksigen menjadi *turbulent dust flame*, membentuk abu cair yang berkumpul di dinding gasifier. Hal ini menyebabkan masalah terlebih ketika menganalisa sifat leleh abu di bahan baku biomassa padat; kekurangan lainnya adalah tingginya biaya yang diperlukan dikarenakan produksi oksigen dan penggilangan bahan bakar hingga sangat halus agar mudah terikut. Dikarenakan kondisi operasi tipe gasifier ini, hanya beberapa jenis biomassa cocok untuk penggunaannya. Teknologi ini relatif lebih umum dan biasanya digunakan untuk gasifikasi residu *petroleum*.



Gambar III.8. *Entrained Bed Gasifier*

Kelebihan:

- Waktu kontak sangat cepat sehingga proses pembentukan agglomerate dapat diminimalkan.
- Bisa digunakan untuk jenis batubara apa saja (grade rendah-grade tinggi).
- Rate reaksi yang tinggi menyebabkan utilisasi karbon.
- Ash yang dihasilkan adalah inert, hal ini terjadi karena banyaknya O₂ yang digunakan.
- Sangat cocok digunakan pada skala industri karena hasil yang banyak.

Kekurangan :

- Membutuhkan O₂ dalam jumlah yang besar.
- Gas yang dihasilkan bersuhu sangat tinggi.
- Pemilihan konstruksi pada combustion zone dikarenakan tingginya suhu pada zone tersebut.

(Higman, van der Burgt, 2003)

Tabel III.3. Perbandingan Tiap *Gasifier*

Gasifier	Kelebihan	Kekurangan
Updraft fixed bed	Aplikasi skala kecil Dapat bekerja untuk kondisi kelembaban tinggi Tidak ada karbon pada <i>ash</i>	Terbatas dalam ukuran feed Yield tar tinggi Btu gas rendah Potensi slag tinggi
Downdraft fixed bed	Aplikasi skala kecil Partikulat rendah Tar rendah	Terbatas dalam ukuran feed Btu gas rendah Sensitif terhadap kelembaban
Fluidized bed	Aplikasi skala besar Tidak terbatas sifat feed Dapat digunakan pada metode direct atau indirect heating Dapat memproduksi gas dengan Btu tinggi	Yield tar medium Loading partikel tinggi
Entrained flow fluid bed	Potensi untuk tar sedikit Potensi untuk metana rendah Dapat memproduksi gas dengan Btu tinggi	Membutuhkan gas carrier dalam jumlah besar Loading partikel tinggi Ukuran partikel terbatas

Sehingga dapat disimpulkan bahwa *gasifier* yang cocok merupakan *fluidized bed gasifier*.

III.1.2.3. Teknologi Pembakaran

Umumnya, jenis *combustor* biomassa yang digunakan adalah *fluidized bed combustion* (FBC) dan *stoker combustion*.

1. *Fluidized Bed Combustion*

FBC dapat berupa *bubbling bed* (BFBC) atau *circulating bed* (CFBC). BFBC adalah teknologi dimana bahan bakar dibakar dengan material bed setebal 1 meter, beroperasi pada kecepatan gas yang cukup untuk memfluidisasi bahan bakar serta material bed. Sementara CFBC beroperasi pada kecepatan gas lebih tinggi hingga bahan bakar serta partikel bed dapat terikut dalam aliran gas keluar ruang pembakaran, dimana partikel akan dipisahkan menggunakan *cyclone* atau *beam separator* kemudian disirkulasikan ulang separator ke ruang pembakaran. Kedua teknologi tersebut menghasilkan emisi NO_x and SO_x lebih rendah daripada teknologi *pulverized fuel* (PF), dikarenakan FBC beroperasi pada suhu 800–900 °C, dibawah temperatur minimum pembentukan NO_x dan juga terjadi kontak langsung antara bahan bakar dan material bed. Terlebih lagi, SO₂ dapat sepenuhnya dihilangkan, meniadakan kebutuhan desulfurisasi *flue gas* atau sirkulasi ulang, dengan penambahan batu gamping ke material bed. Teknologi FBC ideal untuk arang dengan kadar abu tinggi atau arang dengan sifat lambat untuk terbakar habis. Efisiensi thermal normalnya 3-4% dibawah pembakaran PF. Namun, dengan penemuan teknologi *pressurized fluidized bed combustion* (PFBC), yang memiliki proses sama namun tekanan yang lebih tinggi, efisiensi thermalnya lebih dari 40%. Ada kemungkinan pula untuk pengembangan PFBC dengan pengaplikasian teknologi *combined cycle*.

2. *Stoker Combustion*

Pada *Stoker combustion* atau *grate-fired boiler system*, bahan bakar masuk ke *grate* bergerak. Partikel lebih kecil yang terbakar habis mengendap dibawah *grate* sementara partikel lebih besar terbakar pada *grate*, sebagaimana bahan bakar bergerak dari belakang ke depan boiler. Boiler tersebut dapat membakar bermacam-macam bahan bakar seperti arang, jerami, sampah, dan residu kayu berukuran besar (tidak lebih dari 3 cm). Teknologi ini memerlukan biaya operasi dan maintenance rendah, namun terbatas untuk kapasitas sebesar 100 MWe, serta memiliki efisiensi lebih rendah daripada PCC dan FBC. Unit *stoker* modern dilengkapi dengan *cyclone*, pengendap elektrostatik, atau baghouse (filter kain), kadang

dengan *gas scrubber* untuk menghilangkan partikulat. Terdapat beberapa masalah saat membakar bahan bakar dengan suhu leleh rendah, namun dapat ditangani secara mekanis atau *grate* dengan air pendingin, serta menjauhi penggunaan *preheated combustion air* di daerah pembakaran akhir. Perbandingan *combustor* dapat diringkaskan menjadi tabel berikut.

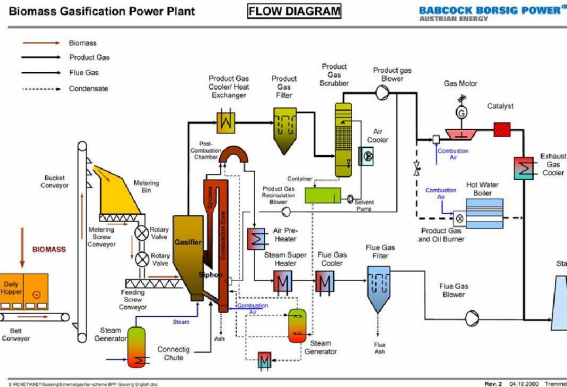
Tabel III.4. Perbedaan *Stoker* dan *Fluidized Bed Combustor*

Fitur	Jenis Combustor	
	Stoker	Fluidized Bed
Mekanisme		
Arus bahan bakar solid	Dipindahkan ke stoker	Terfluidisasi oleh <i>combustion air</i> dan disirkulasi melalui <i>combustion chamber</i> dan cyclone
Zona pembakaran	Di stoker	Di seluruh area <i>combustion furnace</i>
Perpindahan massa	Lambat	Arah vertikal secara aktif, juga berlaku untuk perpindahan panas
Kontrol Pembakaran		
Keresponsifan	Lambat	Cepat
Kontrol udara berlebih	Sukar	Dapat diatur
Masalah Bahan Bakar		
Aplikatif untuk banyak jenis bahan bakar	Medium	Tinggi
Pretreatment bahan bakar	Umumnya tidak diperlukan	Harus halus
Faktor Lingkungan		
Pembakaran NOx rendah	Sukar	Bisa
Ukuran fasilitas	Kecil	Medium hingga besar

(EPA-CHP, 2007)

Berdasarkan tabel tersebut, Fluidized Bed Combustor lebih sesuai untuk diaplikasikan dalam pembuatan *syngas* dari bambu. Dapat disimpulkan bahwa produksi *syngas* dari bambu menggunakan teknologi Dual Fluidized Bed Reactor dimana terdiri dari Fluidized Bed Combustor dan Fluidized Bed Gasifier, agar diperoleh *syngas* bebas nitrogen. Paten teknologi

yang digunakan adalah milik TU Wien, Austria, yang memiliki pilot plant serta *industrial-scale* plant *syngas* dari kayu, beroperasi sejak tahun 2000 di Gussing, Austria. Material bed Dual Fluidized Bed adalah *olivine* dikarenakan erosinya lambat dan terdapat proses reduksi tar oleh aktivitas katalis, dikarenakan adanya lapisan kalsium. Berikut adalah *flow diagram* sistem Dual Fluidized Bed TU Wien.



Gambar III.9. Biomass Dual Fluidized Bed Gasifier milik TU Wien

(Bolhar-Nordenkamp, 2004)

Gas yang sudah terlebih dahulu dibersihkan pada cyclone dibersihkan lagi untuk mengeluarkan partikel solid pada jangkauan ukuran ash yang lebih kecil. Cyclone membersihkan gas dari ukuran 0.5 hingga 1000 mikrometer. Kandungan *ash* bambu menyerupai ukuran *fly ash* pada batu bara, sehingga masih terdapat partikel yang berukuran dibawah 0.5 mikrometer. Terdapat 4 teknologi yang dapat digunakan untuk membersihkan gas untuk range tersebut. Teknologi ultrasonik memiliki aplikasi yang sangat terbatas di industri. Pemisahan dengan thermal hanya terbatas pada pengambilan sampel. Teknologi yang dapat digunakan adalah baghouse atau *Electrical Precipitators*.

(Perry, 2008)

Baghouse dapat diklasifikasikan berdasarkan arah aliran udara, cara penyaringan, bahan filter, dan lain-lain. Seleksi alat secara umum dilakukan dengan membandingkan prinsip kerja tiap jenis *baghouse*. Tiga jenis utama *baghouse* adalah *shaker*, *pulse jet*, dan *reverse air*. *Pulse jet* memiliki pemisahan yang paling baik, tetapi tidak dapat digunakan untuk gas yang korosif dan bersuhu tinggi. *Reverse air* cocok untuk suhu tinggi tetapi mahal terutama dalam pemeliharaan. *Shaker baghouse* adalah jenis yang paling sering digunakan dalam industri. Gas yang melewati filter akan bersifat korosif karena belum melewati kolom

desulfurizer, dan bersuhu tidak terlalu panas karena melewati *cooler* terlebih dahulu. Dapat disimpulkan jenis yang paling cocok adalah shaker baghouse dengan jenis *woven* sesuai dengan suhu masuk gas.

(Wark, 1976)

Capital investment dari *electrical precipitators* cenderung lebih mahal daripada *baghouse*, sedangkan *total annual cost* dari *electrical precipitators* lebih murah daripada *baghouse*. Berdasarkan analisa secara ekonomis, *ash* yang megandung banyak sulfur lebih murah menggunakan *electrical precipitators*. *Ash* bambu memiliki kandungan sulfur yang sangat rendah yaitu 0.05% massa, sehingga lebih cocok menggunakan *baghouse*.

(Caputo, 1999)

III.1.3. Produksi Methanol dari *Syngas*

Pada umumnya metanol dapat diproduksi dengan hidrogenasi karbonmonoksida ataupun karbondioksida dengan bantuan katalis. Gas CO dan H₂ dapat dihasilkan dari proses *reforming* gas alam maupun dari gasifikasi batubara, sementara gas CO₂ dapat dihasilkan dari reaksi *water-gas shift*. Proses produksi metanol dari *syngas* dilakukan dalam tiga tahap, yaitu persiapan *syngas* sebagai umpan, reaksi sintesis metanol, dan pemurnian metanol sebagai produk. Reaksi sintesis metanol merupakan reaksi katalitik. Secara umum, reaksi sintesis metanol pada fase gas dengan katalis berbasis Cu adalah sebagai berikut :



Kedua reaksi diatas merupakan reaksi eksotermis dan terjadi penurunan jumlah mol atau volum sehingga agar tercapai konversi kesetimbangan yang tinggi, secara termodinamika, diinginkan proses yang memiliki tekanan tinggi dan suhu yang rendah. Selain kedua reaksi diatas, terdapat reaksi lain yang dapat terjadi, yaitu reaksi *water-gas shift* berikut.



Pada sintesis metanol, jenis katalis yang digunakan mempengaruhi kondisi operasi sintesis methanol, karena masing-masing katalis memiliki aktivitas katalitik pada kondisi tertentu.

Berdasarkan penelitian terbaru, metanol dapat diproduksi dari hidrogenasi karbon monoksida (CO), hidrogenasi karbondioksida (CO₂), dan oksidasi parsial metana (CH₄). Hingga saat ini, produksi metanol secara komersial didominasi dari proses hidrogenasi CO. Sedangkan proses yang lain dalam tahap pengembangan.

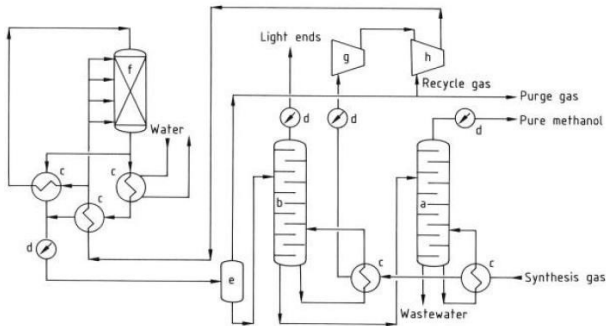
Produksi metanol dari hidrogenasi CO secara komersial pertama kali dilakukan oleh *Badische Anilin and Soda Fabrik* (B.A.S.F.) di Jerman pada tahun 1923. Pada prosesnya digunakan tekanan tinggi dengan katalis berbasis Zn yang mengandung $\text{ZnO/Cr}_2\text{O}_3$ (Lee, 1990). Kondisi operasi pada teknologi proses BASF ini memiliki tekanan 250 – 350 bar dan suhu 320 – 450 °C (Galluci, 2007). Perkembangan selanjutnya, dikembangkan teknologi sintesis metanol pada tekanan rendah yang menggantikan proses sebelumnya. Pada tahun 1966, *Imperial Chemical Industries, Ltd.* (I.C.I.) mengembangkan proses sintesis metanol tekanan rendah dengan menggunakan katalis berbasis Cu yang mengandung $\text{CuO/ZnO/ Al}_2\text{O}_3$ (www.baiker.ethz.ch). Pada saat ini, proses sintesis metanol dari hidrogenasi CO dikembangkan lebih lanjut oleh beberapa perusahaan.

Berikut beberapa teknologi proses yang dibuat oleh beberapa perusahaan :

a. Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – JM

Proses ini mulai dikembangkan pada tahun 1960 – an oleh perusahaan pengembangan proses *Imperial Industries, Ltd.* Proses sintesis ini menggunakan tekanan rendah dengan katalis berbasis Cu. Penggunaan katalis Cu sudah dikembangkan pada tahun 1920 – an, tetapi penggunaan katalis tersebut belum digunakan dalam proses sintesis metanol pada saat itu. Hal tersebut dikarenakan katalis berbasis Cu dapat teracuni jika terdapat senyawa sulfur pada umpan reactor sehingga proses sintesis metanol tekanan rendah dengan katalis berbasis Cu dapat dikembangkan saat tersedia teknologi pemisahan sulfur dari *syngas*.

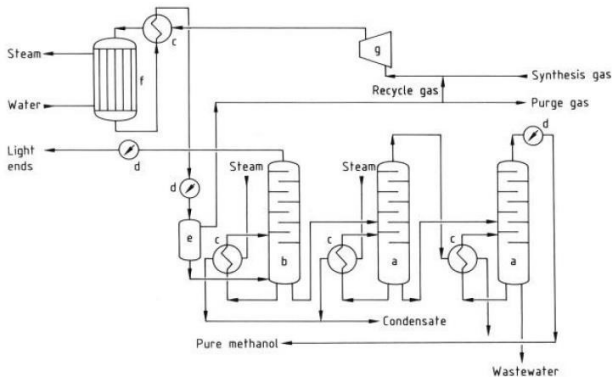
Proses ini menggunakan umpan *syngas* yang mengandung karbon monoksida, karbon dioksida, hidrogen, dan metana. Untuk mengatur rasio CO/H_2 digunakan *shift-converter*. Umpan kemudian dinaikkan tekanannya hingga 50 atm pada kompresor jenis sentrifugal, kemudian diumpankan ke dalam reaktor jenis *quench* pada suhu operasi 270°C. *Quench converter* berupa *single bed* yang mengandung katalis pendukung yang bersifat inert. Hasil reaksi berupa *crude methanol* yang mengandung air, dimetil eter, ester, besi karbonil, dan alkohol lain. Hasil reaksi tersebut kemudian didinginkan dan *crude methanol* dipurifikasi dengan cara distilasi.



Gambar III.10. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – JM
(Sumber : Ullman, 2005)

b. Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – Lurgi

Pada proses sintesis metanol dengan teknologi Lurgi, digunakan reaktor yang beroperasi pada kisaran suhu 220–260 °C dan kisaran tekanan 40 – 100 bar. Desain reaktor berbeda dari pendahulunya, teknologi JM. Pada teknologi Lurgi digunakan reaktor *quasi isothermal shell and tube*, reaksi metanol terjadi di *tube side* yang berisi katalis dan pada *shell side* dialirkan air pendingin. Selain itu, pada teknologi ini, peranan reaktor juga sebagai pembangkit *steam* bertekanan 40-50 bar.



(Sumber : Ullman, 2005)

Gambar III.11. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – Lurgi

Kedua teknologi di atas dapat dirangkum pada Tabel III.5. di bawah ini.

Tabel III.5. Perbandingan Proses Sintesis Metanol Berbagai *Licensor*

No	Spesifikasi	JM	Lurgi
1	Kondisi operasi : -Tekanan (bar) -Suhu (°C)	50-100 220-280	40-100 220-260
2	Reaktor : -Karakteristik -Jumlah reaktor -Pendinginan	<i>Quench</i> 1 <i>Cold quench</i>	<i>Shell & tube</i> 1 Air pendingin (<i>on shell</i>)
3	Kelebihan	Sudah terbukti dan paling banyak digunakan	Efisiensi termal dan selektivitas yang tinggi, suhu lebih stabil
4	Kekurangan	Efisiensi termal rendah, kerusakan katalis	Kapasitas produksi tidak terlalu besar

Berdasarkan aspek-aspek yang menunjang di atas seleksi proses secara total yang lebih menguntungkan untuk pabrik metanol yang akan didirikan ini menggunakan proses JM.

III.2 Uraian Proses

Pirolisis bambu adalah proses dimana bambu terdekomposisi melalui proses pemanasan tanpa atau sedikit oksigen, dimana struktur kimianya pecah menjadi fase gas. Secara umum proses pirolisis bambu dapat dilihat dari blok diagram di bawah ini :



Gambar III.12. Blok Diagram Proses Pirolisis

III.2.1 Pre-treatment

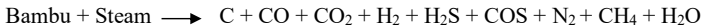
Proses awal pirolisis dimulai dari *pretreatment* dimana bambu dari storage akan dilakukan berbagai macam perlakuan agar tidak menimbulkan masalah dalam reaktor. Awalnya, bambu dari *storage* (F-111) diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-112) menuju *hammer mill crusher* (C-110) untuk merubah ukuran bambu menjadi 0-50 mm. Bambu kemudian diangkut menggunakan *screw conveyor* (J-113) menuju *gasifier* (R-210).

III.2.2 Gasifikasi

Setelah tahap *size reduction*, bambu dimasukkan dalam *gasifier* dari bagian samping bawah. *Gasifier* (R-210) berjenis *circulating fluidized bed* berkerja pada kondisi temperatur 750-850°C dan tekanan 1,19 barg. Kandungan bambu seperti hemiselulosa, selulosa, dan lignin, mengalami

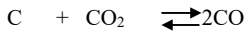
pirolisis oleh *steam* kemudian terbentuk CO, CO₂, CH₄, H₂, H₂O, dan juga char (C) dengan persamaan endotermis berikut.

1. Zona Devolatilisasi

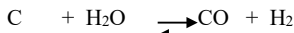


2. Zona Gasifikasi

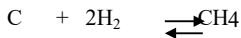
a) Reaksi *Boudouard*



b) Reaksi *Water Gas Shift*



c) Reaksi Metanasi



(Higman, 2003)

Pirolisis adalah dekomposisi termokimia bambu melalui proses dengan *steam*, di mana struktur lignin, selulosa, dan hemi-selulosa bambu akan mengalami pemecahan struktur kimia menjadi fase gas. Reaksi *boudouard* yang merupakan reaksi endotermis dan lebih lambat jika dibandingkan pada reaksi pembakaran pada temperatur yang sama. Reaksi *water-gas* merupakan reaksi utama pada gasifikasi selulosa karena pada reaksi ini dihasilkan *syngas* H₂ dan CO. Terakhir, pada zona gasifikasi dihasilkan pula reaksi samping metanasi yang menghasilkan metana dalam jumlah yang sedikit.

Terdapat saluran penyambung antara *gasifier* dan *combustor*. Material bed *gasifier* dan partikel karbon yang tidak tergasifikasi berpindah melalui saluran ini menuju *combustor*, dimana zat karbon sisa akan terbakar sempurna. Material bed *gasifier* terikut yaitu *olivine*, dipisahkan menggunakan *cyclone* dan dikembalikan menuju *gasifier* sebagai media pembawa panas dari *combustor*.

III.2.3 Pembakaran

Combustor (R-220) berjenis *fast fluidized bed* berkerja pada kondisi temperatur 900-950°C dan tekanan 1,21 bar. Pada tahap ini, *char* akan terbakar sempurna oleh udara kering, sebagaimana reaksi berikut ini:



Combustor difluidisasi menggunakan udara kering, sehingga gas yang diproduksi *combustor* mengandung CO₂, O₂, dan N₂ dinamakan *flue gas*. Setelah dilakukan pembakaran, abu akan terdeposit di bagian bawah, sedangkan *flue gas* akan dibersihkan serta didinginkan untuk dilepas ke atmosfer menggunakan cerobong atau *stack*.

III.2.4 Gas Clean Up

Syngas yang dihasilkan oleh *gasifier* masih mengandung berbagai senyawa kimia yang berbahaya bagi katalis reaktor metanol apabila tidak dilakukan *pre-treatment* sebelum masuk ke reaktor metanol. Senyawa-senyawa yang dianggap mengganggu kinerja katalis adalah seperti sulfur sehingga harus dilakukan proses pemisahan terhadap H_2S .

Pertama-tama, gas didinginkan menggunakan Syngas Cooler I (E-212) hingga besuhu $250^{\circ}C$ dengan bantuan air pendingin. Syngas kemudian dibersihkan dari solid seperti *ash* dan karbon menggunakan *fabric filter* (H-213) pada $250^{\circ}C$ dan 1,1 bar. *Shaker baghouse* adalah jenis yang paling sering digunakan dalam industri. Gas yang melewati filter akan bersifat korosif karena belum melewati kolom *desulfurizer*, dan bersuhu tidak terlalu panas karena melewati cooler terlebih dahulu. Dapat disimpulkan jenis yang paling cocok adalah shaker baghouse dengan jenis woven sesuai dengan suhu masuk gas. *Shaker baghouse* memiliki prinsip kerja melewatkan gas input dari dalam kantung-kantung filter. Partikel solid yang lebih besar daripada jari-jari filter akan menempel pada dinding filter. Semakin banyak partikel solid yang menempel akan meningkatkan penurunan tekanan pada gas keluar filter. Dengan kontrol melalui tekanan, *baghouse* memiliki mekanisme shaker yang akan menggoyangkan kantung-kantung baghouse saat pressure drop mencapai nilai yang sudah ditetapkan. Partikel solid yang bergetar akan jatuh ke hopper yang terletak dibawah filter.

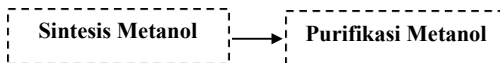
(Wark, 1976)

Kemudian *syngas* mengalami kompresi hingga 30 bar menggunakan Syngas Compressor (G-214). Sulfur yang terkandung dalam *syngas* dapat membahayakan katalis, sehingga sulfur harus dihilangkan terlebih dahulu. Sulfur dalam bentuk COS lebih sulit untuk dihilangkan, sehingga diperlukan pengubahan bentuk COS menjadi H_2S , sehingga *syngas* perlu bereaksi dengan air dalam COS *Hydrolyzer* (R-230) pada suhu optimum antara $170-205^{\circ}C$. *Syngas* keluaran COS *Hydrolyzer* kemudian dipanaskan hingga $390^{\circ}C$ sebelum memasuki *Desulphurizer Tank* (D-240) dimana akan terjadi penyerapan H_2S menggunakan adsorben ZnO hingga sisa H_2S sebesar <0.1 ppm.

Gasifikasi juga menghasilkan tar sehingga *syngas* perlu melewati Tar Scrubber (D-250) dengan adsorben air untuk menghilangkan kandungan tar dan ash dalam *syngas*. Produk bawah dari Tar Scrubber ditampung dalam *Decanter* (H-252) dan mengalami pemisahan. Sementara produk atas dari Tar Scrubber berupa *syngas* bebas tar masuk ke Reaktor Water Gas Shift (R-260) pada suhu $200-250^{\circ}C$ untuk menaikkan rasio H_2/CO menjadi 3, sesuai spek dari lisensor. Hal ini sebagai langkah pengoptimalan reaksi sintesa metanol. *Syngas* kemudian diumpankan menuju *compressor* (G-211) untuk menaikkan tekanan menjadi 50 bar.

III.2.5. Konversi *Syngas* menjadi *Methanol*

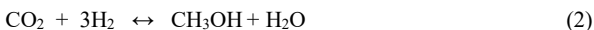
Konversi *syngas* menjadi metanol adalah proses mengkonversi *syngas* (CO dan H₂) menjadi metanol dengan bantuan katalis dan terjadi pada temperatur tinggi. Secara umum proses konversi *syngas* menjadi metanol dapat dilihat dari blok diagram di bawah ini:



Gambar III.13. Blok Diagram Proses Konversi Metanol

III.2.5.1. Sintesa Metanol

Setelah dikompresi hingga 50 bar, kemudian didinginkan di *syngas cooler* I (E-311) hingga mencapai suhu 220°C sebagai feed utama reaktor yang masuk melalui atas dan didinginkan menggunakan *syngas cooler* II (E-312) hingga suhu 120°C sebagai *quench* stream yang akan masuk melalui nozzle di sekeliling samping reaktor, selanjutnya *syngas* dimasukkan ke dalam reaktor metanol (R-310). Reaktor ini berupa *adiabatic down flow fixed bed reactor* menggunakan katalis CuO/ZnO/Al₂O₃ dengan formula yang digunakan sebagai berikut : *Copper Oxide* 60%, *Zinc Oxide* 30%, dan Alumina 10%. Reaksi yang terjadi pada reaktor metanol (R-310) adalah sebagai berikut:



Selanjutnya produk yang keluar dari reaktor *methanol* didinginkan di *crude methanol cooler* (E-313). Selanjutnya aliran ini dilewatkan ke *JT valve* (K-314) hingga mencapai tekanan 10 bar. Hasil ekspansi ini berupa fase campuran *liquid* dan *vapor* sehingga perlu dipisahkan dengan *methanol separator* (H-315) untuk memisahkan metanol dengan gas-gas *inert* dan *syngas* yang belum bereaksi. Produk atas (*vapor*) dari separator ini akan dikirim ke *flare*, sementara produk bawah (*liquid*) yang kaya akan metanol melewati *JT valve* (K-316) untuk diubah tekanannya menjadi 5 bar.

III.2.5.2. Purifikasi Metanol

Produk *crude methanol* kemudian dimurnikan dengan menggunakan dua kolom distilasi (D-320) dan (D-330). Kolom distilasi pertama bertujuan untuk menghilangkan gas-gas *inert* yang masih terikut dalam aliran *crude* metanol dengan *sieve tray* dengan *tray* sebanyak 4 buah. Kolom ini bekerja pada tekanan sekitar 5 bar dengan suhu sekitar 59°C pada kolom bagian atas dan 136°C pada bagian bawah kolom. Hasil atas berupa gas dialirkan menuju kondensor (E-313) kemudian tangki refluks (F-323), dan gas dibuang ke *flare* sementara *liquid* dikembalikan ke kolom untuk menampung metanol yang ikut teruapkan di bagian atas. Hasil bawah berupa metanol, air, dan

sedikit nitrogen diumpankan ke kolom distilasi kedua. Menara kedua yaitu *Methanol-Water Distillation Column* (D-330) menggunakan *sieve tray* dengan *tray* sebanyak 20 buah. Kolom ini bekerja pada tekanan 1,5 bar dengan suhu sekitar 53°C pada kolom bagian atas dan 133°C pada bagian bawah kolom. Produk dari kolom distilasi II (D-330) adalah metanol yang keluar dari bagian atas menara, dikondensasikan dalam kondensor (E-331) dan dikumpulkan sementara dalam tangki refluks (F-333). Sebagian metanol dikembalikan ke kolom dan sebagian dipompa menuju *methanol cooler* (E-334) untuk menurunkan suhu dari 83°C ke 30°C, kemudian menuju *methanol storage* (F-336), untuk seluruhnya ditampung dalam tangki penyimpanan. Produk bawah dari kolom distilasi II adalah air, sehingga akan dialirkan menuju fasilitas *water treatment*.

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1. Neraca Massa

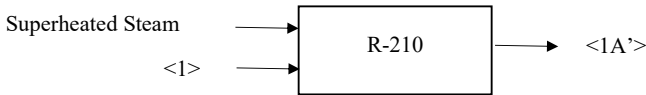
Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dengan mengetahui neraca massa, dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan unit utilitas, dan kebutuhan lain yang berkaitan dalam perhitungan. Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum kekekalan massa dengan asumsi aliran *steady state*. Keseimbangan massa total, spesies dan momentum dapat dirumuskan dengan

$$\text{Input} + \text{Generasi} - \text{Output} + \text{Konsumsi} = \text{Akumulasi}$$

Karena asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi dalam sistem adalah nol. Neraca massa proses pembuatan metanol dari bambu dapat dihitung sebagai berikut :

Basis Perhitungan	=	1 jam operasi
Satuan perhitungan	=	Kg
Kapasitas Produksi	=	73.15 KTPA
	=	9236,11 kg/jam
Bahan baku	=	19,563.73 kg/jam
Waktu Operasi	=	1 tahun = 330 hari
		1 hari = 24 jam
Asumsi	=	Sistem <i>steady state</i>

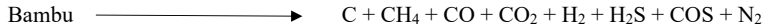
1. Gasifier (R-210)



Fungsi : mengasifikasi bambu sehingga berubah fasa dari padat menjadi gas dengan steam.

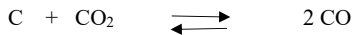
Jenis-jenis reaksi yang terjadi pada *Gasifier* dibagi menjadi dua zona, yaitu:

1. Zona Devolatilisasi



2 Zona Gasifikasi

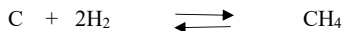
a) Reaksi Boudouard



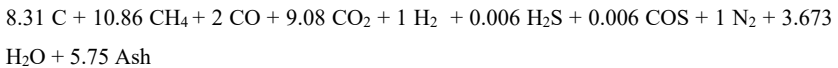
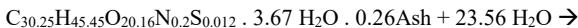
b) Reaksi Water Gas



c) Reaksi Metanasi



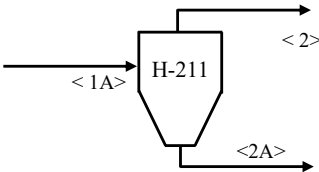
Zona Devolatilisasi



Tabel IV.1. Neraca Massa Gasifier (R-210)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <1>		aliran <1A>	
Bambu	19,563.73	C	850.05
Total	19,563.73	CH ₄	1,332.54
		CO	16303.04
<i>Superheated Steam Stream</i>		CO ₂	855.64
Steam	10,163.93	H ₂	1,031.73
Subtotal	10,163.93	H ₂ S	4.73
		COS	8.34
<i>Recycle Stream</i>		N ₂	66.48
C	371.08	H ₂ O	9,262.77
Subtotal	371.08	Ash	374.53
		Tar	9.34
		Subtotal	30,096.64
Total Masuk	30,096.64	Total Keluar	30,096.64

2. Cyclone (H-211)



Fungsi : memisahkan 90% solid yang terikut pada aliran gas keluar gasifier.

<1A> adalah aliran penghubung *gasifier* dengan cyclone H-211

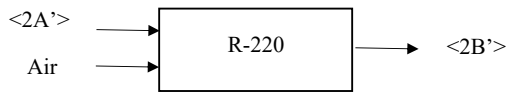
<2> adalah aliran keluar *gasifier* ke atas

<2A> adalah aliran keluar gasifier ke bawah, menuju *combustor* R-220

Tabel IV.2. Neraca Massa Cyclone (H-211)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <1A>		aliran <2A>	
C	850.05	Ash	337.12
CO	16,303.04	C	765.04
CO ₂	855.76	Subtotal	1,102.16
H ₂	1,031.88	aliran <2>	
H ₂ S	4.73		
CH ₄	1,332.54	C	85.00
COS	8.34	CO	16,303.04
N ₂	66.49	CO ₂	855.76
Ash	374.58	H ₂	1,031.88
H ₂ O	9,264.05	H ₂ S	4.73
Tar	9.34	CH ₄	1,332.54
Subtotal	30,096.64	COS	8.34
		N ₂	66.49
		Ash	37.46
		Tar	9.34
		H ₂ O	9,264.05
		Subtotal	28,998.63
Total Masuk	30,096.64	Total Keluar	30,096.64

3. *Combustor (R-220)*



Fungsi : membakar solid sisa (C) pemisahan cyclone gasifier untuk menyuplai panas kepada gasifier menggunakan udara kering.

<2A'> adalah aliran keluar *cyclone* H-211.

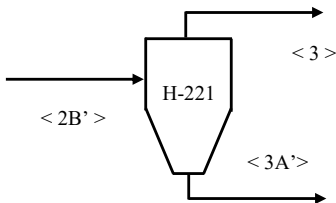
Air adalah udara kering dengan aumsi kandungan sebesar 21% O₂ dan 79% N₂.

<2B'> aliran masuk *cyclone* H-221.

Tabel IV.3 Neraca Massa *Combustor* (R-220)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2A>		aliran <2B'>	
C	765.04	C	420.77
Ash	337.12	CO ₂	1,262.32
Total	1,102.16	Udara (O ₂)	1,738.71
<i>Air Supply</i>		Udara (N ₂)	9,994.49
Udara	12,649.25	Ash	337.12
Total	12,649.25	Total	13,7512
Total Masuk	13,753.42	Total Keluar	13,753.42

4. *Cyclone (H-221)*



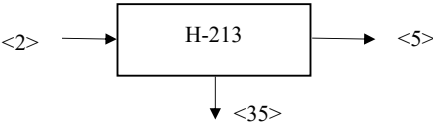
Fungsi : memisahkan 90% solid yang terikut pada aliran gas keluar combustor.

<3A'> adalah aliran keluar cyclone yang membawa solid kembali

Tabel IV.4. Neraca Massa Cyclone (H-221)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2B>		aliran <3>	
C	420.77	C	42.08
CO ₂	1,262.32	CO ₂	1,262.32
O ₂	1,738.71	O ₂	1,738.71
N ₂	9,994.49	N ₂	9,994.49
Ash	337.12	Ash	33.71
Subtotal	13,753.42	Subtotal	13,071.31
		aliran <3A>	
		C	378.70
		Ash	303.41
		Subtotal	682.10
Total Masuk	13,753.42	Total Keluar	13,753.42

5. Fabric Filter (H-213)



Fungsi: memisahkan 90% solid terikut dalam syngas.

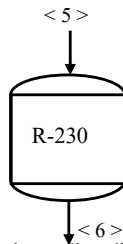
Tabel IV.5. Neraca Massa *Fabric Filter*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2>		aliran <5>	
C	85.00	C	0.85
CO	16,303.04	CO	16,303.04
CO ₂	855.76	CO ₂	855.76
H ₂	1,031.88	H ₂	1,031.88
H ₂ S	4.73	H ₂ S	4.73
CH ₄	1,332.54	CH ₄	1,332.54
COS	8.34	COS	8.34

Tabel IV.5. Neraca Massa *Fabric Filter* (H-213) (lanjutan)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2>		aliran <5>	
N ₂	66.49	N ₂	66.49
Ash	37.46	Ash	0.37
H ₂ O	9,264.05	H ₂ O	9,264.05
Tar	9.34	Tar	9.34
Subtotal	28,998.63	Subtotal	28,877.39
		aliran <35>	
		C	84.14
		Ash	37.08
		Subtotal	121.22
Total Masuk	28,998.63	Total Keluar	28,998.63

6. Reaktor COS *Hydrolizer* (R-230)



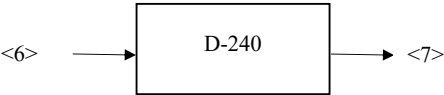
Fungsi: mengubah COS menjadi H₂S untuk kemudian dibuang dari syngas.

Tabel IV.6. Neraca Massa COS *Hydrolizer*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <5>		aliran <6>	
C	0.85	C	0.85
CO	16,303.04	CO	16,303.04
CO ₂	855.76	CO ₂	861.87
H ₂	1,031.88	H ₂	1,031.88
H ₂ S	4.73	H ₂ S	9.45

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <5>		aliran <6>	
CH ₄	1,332.54	CH ₄	1,332.54
COS	8.34	COS	0.00
N ₂	66.49	N ₂	66.49
Ash	0.37	Ash	0.37
H ₂ O	9,264.05	H ₂ O	9,261.55
Tar	9.34	Tar	9.34
Total Masuk	28,877.39	Total Keluar	28,877.39

7. *Desulphurizer Tank (D-240)*



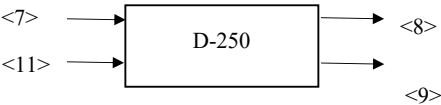
Fungsi: Mengadsorpsi H₂S dalam syngas menggunakan adsorben ZnO hingga tersisa <0,1 ppm.

Tabel IV.7 Neraca Massa *Desulphurizer Tank*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <6>		aliran <7>	
C	0.85	C	0.85
CO	16,303.04	CO	16,303.04
CO ₂	861.87	CO ₂	861.87
H ₂	1,031.88	H ₂	1,031.88
H ₂ S	9.45	H ₂ S	0.03
CH ₄	1,332.54	CH ₄	1,332.54
N ₂	66.49	N ₂	66.49
H ₂ O	9,261.55	H ₂ O	9,266.52
Ash	0.37	Ash	0.37
Tar	9.34	Tar	9.34
Subtotal	28,877.39	Subtotal	28,872.94

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
<i>Packed Bed</i>		<i>Packed Bed</i>	
ZnO	29.48	ZnS	26.93
		ZnO	6.98
Subtotal	29.48	Subtotal	33.93
Total Masuk	28,906.87	Total Keluar	28,906.87

8. Tar Scrubber (D-250)

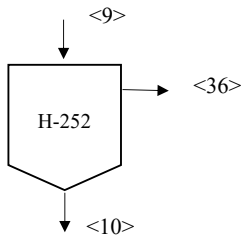


Fungsi: Menghilangkan tar dari syngas dengan air.

Tabel IV.8. Neraca Massa Tar Scrubber D-250

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <7>		aliran <8>	
C	0.85	C	0.85
CO	16,303.04	CO	16,303.04
CO ₂	861.87	CO ₂	861.87
H ₂	1,031.88	H ₂	1,031.88
H ₂ S	0.03	H ₂ S	0.03
CH ₄	1,332.54	CH ₄	1,332.54
N ₂	66.49	N ₂	66.49
H ₂ O (g)	9,266.52	H ₂ O (g)	9,266.52
Ash	0.37	Ash	0.01
Tar	9.34	Tar	0.19
Subtotal	28,872.94	Subtotal	28,863.42
aliran <11>		aliran <9>	
H ₂ O (l)	5,122.57	H ₂ O (l)	5,122.57
Subtotal	5,122.57	Tar	9.16
		Ash	0.37
		Subtotal	5,132.09
Total Masuk	33,995.51	Total Keluar	33,995.51

9. Decanter (H-252)

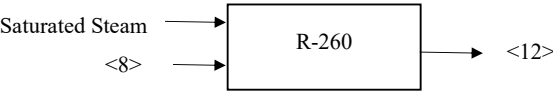


Fungsi: memisahkan tar dari air.

Tabel IV.9. Neraca Massa Decanter

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <9>		aliran <10>	
H ₂ O	5,122.57	H ₂ O	4610.31
Tar	9.16	Total	4610.31
Ash	0.37	aliran <36>	
Total	5,132.09	Tar	9.16
		Ash	0.37
		H ₂ O	512.26
		Total	521.78
Total Masuk	5,132.03	5132.09	5,132.09

10. Water Gas Shift Reactor (R-260)

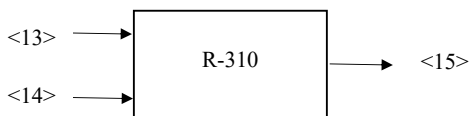


Fungsi: Memperkaya kandungan H₂ sehingga rasio H₂/CO meningkat.

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <8>		aliran <12>	
C	0.85	C	0.85
CO	16,303.04	CO	7,906.98
CO ₂	861.87	CO ₂	14,055.69

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
H ₂	1,031.88	H ₂	1,631.60
H ₂ S	0.03	H ₂ S	0.03
CH ₄	1,332.54	CH ₄	1,332.54
N ₂	66.49	N ₂	66.49
H ₂ O	9,266.52	H ₂ O	4,955.49
Ash	0.01	Ash	0.01
Tar	0.19	Tar	0.19
Subtotal	28,863.42	Subtotal	29,949.86
<i>Saturated Steam Stream</i>			
H ₂ O	1,086.44		
Subtotal	1,086.44		
Total Masuk	29,949.86	Total Keluar	29,949.86

11. Methanol Reactor (R-310)



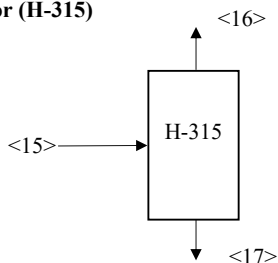
Fungsi: Membuat metanol dari syngas.

Tabel IV.11. Neraca Massa *Methanol Reactor (R-310)*

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran <13> dan <14>		Aliran <15>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
C	0.0000284	0.85	0.0000284	0.85
CO	0.2640071	7,906.98	0.0037766	113.11
CO ₂	0.4693076	14,055.69	0.4248198	12,723.29
H ₂	0.0544776	1,631.60	0.0112220	336.10
CH ₃ OH	0.0000000	0.00	0.3298326	9,878.44
CH ₄	0.0444924	1,332.54	0.0443947	1,329.61
N ₂	0.0022200	66.49	0.0022200	66.49
H ₂ O	0.1654595	4,955.49	0.1836984	5,501.74
H ₂ S	0.0000010	0.03	0.0000010	0.03

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran <13> dan <14>		Aliran <15>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Ash	0.0000003	0.01	0.0000003	0.01
Tar	0.0000062	0.19	0.0000062	0.19
Total	1.0000	29,949.86	1.0000	29,949.86

12. Metanol Separator (H-315)



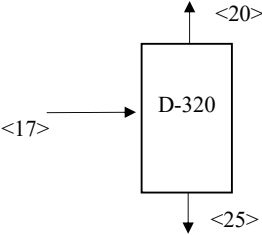
Fungsi: Memisahkan antara produk reaktor sintesa metanol berupa liquid dan gas menggunakan prinsip *flash*.

Tabel IV.12. Neraca Massa Metanol Separator (H-315)

Masuk			Keluar		
Aliran <15>			Aliran <16>		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
C	0.0000284	0.85	C	0.0000000	0.00
H ₂	0.0112220	336.10	H ₂	0.0238316	332.47
CO	0.0037766	113.11	CO	0.0079996	111.60
CO ₂	0.4248198	12,723.29	CO ₂	0.8305697	11,586.99
H ₂ O	0.1836984	5,501.74	H ₂ O	0.0052398	73.10
N ₂	0.0022200	66.49	N ₂	0.0003368	4.70
CH ₃ OH	0.3298326	9,878.44	CH ₃ OH	0.0392251	547.22
CH ₄	0.0443947	1,329.61	CH ₄	0.0927890	1,294.47
H ₂ S	0.0000010	0.03	H ₂ S	0.0000014	0.02
Ash	0.0000062	0.19	Ash	0.0000067	0.09
Tar	0.0000003	0.01	Tar	0.0000003	0.00
Subtotal	1.00	29,949.86	Total	1.00	13,950.65

Masuk			Keluar		
Aliran <15>			Aliran <16>		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
			Aliran <17>		
			Komponen	Fraksi	Massa
			C	0.000053	0.85
			H ₂	0.000227	3.63
			CO	0.000094	1.51
			CO ₂	0.071023	1,136.31
			H ₂ O	0.339307	5,428.64
			N ₂	0.003862	61.79
			CH ₃ OH	0.583230	9,331.23
			CH ₄	0.002197	35.15
			H ₂ S	0.000001	0.01
			Ash	0.000006	0.09
			Tar	0.000000	0.00
			Total	0.000053	15,999.21
Total Masuk		29,949.86	Total Keluar		29,949.86

13. Kolom Distilasi CO₂ – Metanol (D-320)



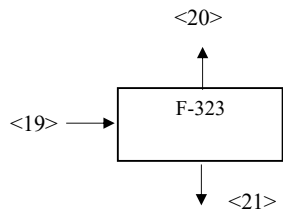
Fungsi: Memisahkan antara CO₂ dan impurities lainnya dari metanol

Tabel IV.13 Neraca Massa Kolom Distilasi CO₂ – Metanol

Masuk			Keluar		
Aliran <17>			Aliran <20>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)

Masuk			Keluar		
Aliran <17>			Aliran <20>		
C	0.000053	0.85	C	0.00000	0.00
H ₂	0.000227	3.63	H ₂	0.00287	3.63
CO	0.000094	1.51	CO	0.00120	1.51
CO ₂	0.071023	1136.31	CO ₂	0.89111	1124.94
H ₂ O	0.339307	5428.64	H ₂ O	0.00299	3.77
N ₂	0.003862	61.79	N ₂	0.00010	0.12
CH ₃ OH	0.583230	9331.23	CH ₃ OH	0.07392	93.31
CH ₄	0.002197	35.15	CH ₄	0.02781	35.10
H ₂ S	0.000001	0.01	H ₂ S	0.00001	0.01
Ash	0.000006	0.09	Ash	0.00000	0.00
Tar	0.000000	0.00	Tar	0.00000	0.00
Subtotal	0.999941	15,999.21	Subtotal	1.00	1262.36
			Aliran <25>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.00006	0.85
			H ₂	0.00000	0.00
			CO	0.00000	0.00
			CO ₂	0.00077	11.36
			H ₂ O	0.36812	5424.87
			N ₂	0.00418	61.67
			CH ₃ OH	0.62686	9237.91
			CH ₄	0.00000	0.04
			H ₂ S	0.00000	0.00
			Ash	0.00000	0.02
			Tar	0.00001	0.12
			Subtotal	1.00000	14736.85
Total Masuk		15,999.21	Total Keluar		15,999.21

14. Reflux Accumulator (F-323)



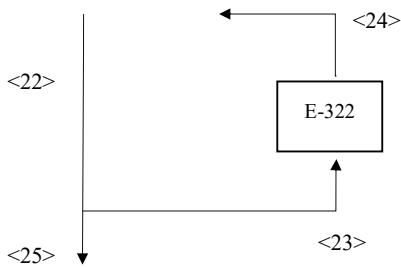
Fungsi: Sebagai tempat pengumpulan produk atas kolom distilasi dimana fase vapor akan dibuang, dan fase liquid masuk kembali ke kolom distilasi.

Tabel IV.14. Neraca Massa CO₂ – Methanol Reflux Accumulator (F-323)

Masuk			Keluar		
Aliran <19>			Aliran <21>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.000000	0.00	C	0.000000	0.00
H ₂	0.002875	16.64	H ₂	0.002875	13.01
CO	0.001196	6.92	CO	0.001196	5.41
CO ₂	0.891114	5,159.28	CO ₂	0.891114	4034.34
H ₂ O	0.002990	17.31	H ₂ O	0.002990	13.53
N ₂	0.000097	0.56	N ₂	0.000097	0.44
CH ₃ OH	0.073917	427.95	CH ₃ OH	0.073917	334.64
CH ₄	0.027806	160.99	CH ₄	0.027806	125.89
H ₂ S	0.000006	0.03	H ₂ S	0.000006	0.03
Tar	0.000000	0.00	Tar	0.000000	0.00
Ash	0.000000	0.00	Ash	0.000000	0.00
Total	1.000000	5,789.70	Total	1.000000	4527.29
			Aliran <20>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.000000	0.00
			H ₂	0.002875	3.63
			CO	0.001196	1.51
			CO ₂	0.891114	1,124.94

Masuk		Keluar		
		H ₂ O	0.002990	3.77
		N ₂	0.000097	0.12
		CH ₃ OH	0.073916	93.31
		CH ₄	0.027806	35.10
		H ₂ S	0.000006	0.01
		Tar	0.000000	0.00
		Ash	0.000000	0.00
		Total	1	1,262.40
TOTAL	5,789.70	TOTAL	5,789.70	

15. Reboiler Kolom Distilasi CO2-Metanol (E-322)



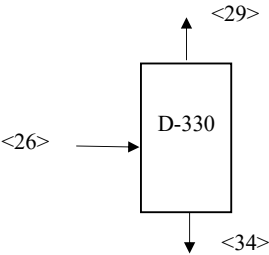
Fungsi: menguapkan kembali produk bawah kolom distilasi

Tabel IV.15. Neraca Massa Aliran CO₂– Metanol Reboiler

Masuk			Keluar		
Aliran <22>			Aliran <23>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.000018307	0.85005	C	0.00	0.00
H ₂	0.000000025	0.00115	H ₂	0.00	0.00
CO	0.000000037	0.00174	CO	0.0000000375	0.00119
CO ₂	0.000771095	35.80504	CO ₂	0.0007711092	24.44197
H ₂ O	0.368130461	17,093.77534	H ₂ O	0.3681372093	11,668.90567
N ₂	0.004185	194.31792	N ₂	0.0041848952	132.64931
CH ₃ OH	0.626882826	29,108.68653	CH ₃ OH	0.6268943176	19,870.77228
CH ₄	0.000003034	0.14088	CH ₄	0.0000030340	0.09617

Masuk			Keluar		
H2S	0.000000103	0.00476	H2S	0.0000001026	0.00325
Ash	0.000001063	0.04936	Ash	0.0000010631	0.03370
Tar	0.000008231	0.38221	Tar	0.0000082315	0.26092
Subtotal	1.00	46,434.01498	Subtotal	1.00	31,697.16446
			Aliran <25>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.0000577	0.85005
			H ₂	0.0000001	0.00115
			CO	0.0000000	0.00055
			CO ₂	0.0007711	11.36306
			H ₂ O	0.3681159	5,424.86967
			N ₂	0.0041847	61.66861
			CH ₃ OH	0.6268581	9,237.91424
			CH ₄	0.0000030	0.04471
			H2S	0.0000001	0.00151
			Ash	0.0000011	0.01567
			Tar	0.0000082	0.12130
			Subtotal	1.00	14,736.85
Total Masuk	46,434.01498		Total Keluar		46,434.01498

16. Kolom Distilasi Metanol-Air (D-330)

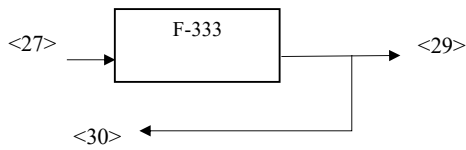


Fungsi: memisahkan metanol dari air hingga diperoleh produk metanol dengan kemurnian 99,85% (massa).

Tabel IV.16 Neraca Massa Kolom Distilasi Metanol – Air

Masuk			Keluar		
Aliran <25>			Aliran <29>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.00005768	0.85005	C	0.0000	-
H ₂	0.00000008	0.00115	H ₂	0.00000012	0.00115
CO	0.00000004	0.00055	CO	0.00000006	0.00055
CO ₂	0.00077106	11.36306	CO ₂	0.00123029	11.36306
H ₂ O	0.36811595	5,424.86967	H ₂ O	0.00005874	0.54249
N ₂	0.00418465	61.66861	N ₂	0.00000270	0.02491
CH ₃ OH	0.62685811	9,237.91424	CH ₃ OH	0.99869493	9,224.05737
CH ₄	0.00000303	0.04471	CH ₄	0.00000484	0.04471
H ₂ S	0.00000010	0.00151	H ₂ S	0.00000016	0.00151
Ash	0.00000106	0.01567	Ash	0.00000000	-
Tar	0.00000823	0.12130	Tar	0.00000816	0.07536
Subtotal	1.00000000	14,736.85	Subtotal	1.0000	9,236.11
			Aliran <34>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.000155	0.85005
			H ₂	0.000000	0.00000
			CO	0.000000	0.00000
			CO ₂	0.000000	0.00000
			H ₂ O	0.986109	5,424.32718
			N ₂	0.011206	61.64370
			CH ₃ OH	0.002519	13.85687
			CH ₄	0.000000	0.00000
			H ₂ S	0.000000	0.00000
			Ash	0.000003	0.01567
			Tar	0.000008	0.04594
			Subtotal	1.000000	5,500.73941
Total Masuk		14,736.85	Total Keluar		14,736.85

17. Methanol Accumulator (F-333)



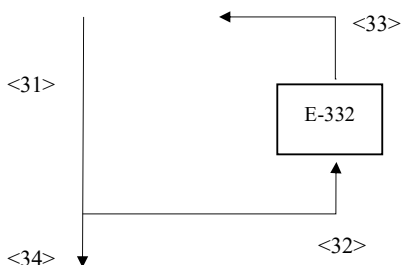
Fungsi: Sebagai tempat pengumpulan produk atas kolom distilasi dimana methanol liquid akan terbagi untuk dikembalikan ke kolom atau disimpan.

Tabel IV.17 Neraca Massa Aliran *Methanol Accumulator* (F-333)

Masuk			Keluar		
Aliran <27>			Aliran <29>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.0	0.00	C	0.0000000	0.00
H ₂	0.00	0.00	H ₂	0.0000001	0.00
CO	0.00000	0.00	CO	0.0000001	0.00
CO ₂	0.001230	36.05	CO ₂	0.0012303	11.36
H ₂ O	0.000059	1.72	H ₂ O	0.0000587	0.54
N ₂	0.000003	0.08	N ₂	0.0000027	0.02
CH ₃ OH	0.998695	29,261.48	CH ₃ OH	0.9986949	9,224.06
CH ₄	0.000005	0.14	CH ₄	0.0000048	0.04
H ₂ S	0.000000	0.00	H ₂ S	0.0000002	0.00
Tar	0.000000	0.00	Tar	0.0000000	0.00
Ash	0.000008	0.24	Ash	0.0000082	0.08
Total	1.000000	29,299.72	Total	1.0000000	9,236.11
			Aliran <30>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.00000	0.00
			H ₂	0.00000	0.00
			CO	0.00000	0.00
			CO ₂	0.00123	18.44
			H ₂ O	0.00006	0.88

Masuk		Keluar		
		N ₂	0.00000	0.04
		CH ₃ OH	0.99869	14,966.86
		CH ₄	0.00000	0.07
		H ₂ S	0.00000	0.00
		Tar	0.00000	0.00
		Ash	0.00001	0.12
		Total	1.00000	14,986.42
TOTAL	29,299.72	TOTAL	29,299.72	

18. Methanol-Water Reboiler (E-332)



Fungsi: menguapkan kembali seluruh produk bawah kolom distilasi

Tabel IV.18 Neraca Massa Reboiler Kolom Distilasi Metanol-Air (E-332)

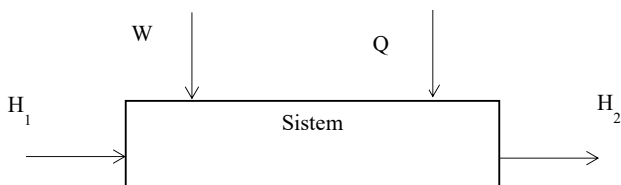
Masuk			Keluar		
Aliran <31>			Aliran <32>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.000155	44.47231	C	0.000155	43.62226
H ₂	0.000000	0.00000	H ₂	0.000000	0.00000
CO	0.000000	0.00000	CO	0.000000	0.00000
CO ₂	0.000000	0.00000	CO ₂	0.000000	0.00000
H ₂ O	0.986109	283,786.62571	H ₂ O	0.986109	278,362.29853
N ₂	0.011206	3,225.03728	N ₂	0.011206	3,163.39358
CH ₃ OH	0.002519	724.95531	CH ₃ OH	0.002519	711.09843
CH ₄	0.000000	0.00000	CH ₄	0.000000	0.00000
H ₂ S	0.000000	0.00000	H ₂ S	0.000000	0.00000
Ash	0.000003	0.81958	Ash	0.000003	0.80391

Masuk			Keluar		
Tar	0.000008	2.40360	Tar	0.000008	2.35765
Subtotal	1.000000	287,784.32	Subtotal	1.00	282,283.57
			Aliran <34>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.000155	0.85005
			H ₂	0.000000	0.00000
			CO	0.000000	0.00000
			CO ₂	0.000000	0.00000
			H ₂ O	0.986109	5,424.32718
			N ₂	0.011206	61.64370
			CH ₃ OH	0.002519	13.85687
			CH ₄	0.000000	0.00000
			H ₂ S	0.000000	0.00000
			Ash	0.000003	0.01567
			Tar	0.000008	0.04594
			Subtotal	1.00	5,500.74
Total Masuk		287,784.31	Total Keluar		287,784.31

IV.2. Neraca Energi

Perhitungan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dengan menghitung neraca energi dapat ditentukan kebutuhan utilitas dan kebutuhan lain yang berkaitan dalam perhitungan. Dalam perhitungan neraca energi ini berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*. Rumus yang digunakan dalam perhitungan neraca energi adalah sebagai berikut :

$$\text{Energi Masuk} - \text{Energi keluar} + \text{Generasi Energi} - \text{Konsumsi Energi} = \text{Akumulasi}$$



Gambar IV.1 Aliran energi pada sistem

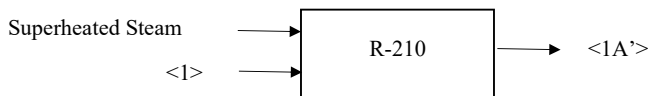
Karena asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi pada sistem adalah nol. Dalam perhitungan neraca energi ini, satuan yang digunakan adalah kJ. Neraca energi proses pembuatan metanol dari bambu dapat dihitung sebagai berikut :

Basis Perhitungan = 1 jam operasi
 Satuan perhitungan = kJ
 Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari
 1 hari = 24 jam

Kondisi *Reference* :

T = 25 °C
 P = 1 bar
 Asumsi = Sistem *steady state*
 Perubahan energi kinetik diabaikan
 Perubahan energi potensial diabaikan

1. Gasifier (R-210)



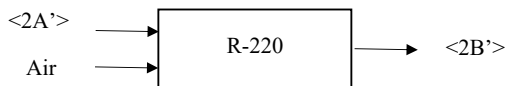
Fungsi : Menggasifikasi bambu sehingga berubah fasa dari padat menjadi gas dengan superheated steam. Panas disirkulasikan melalui media bed *olivine* sehingga “*olivine* panas” adalah *olivine* dari *combustor* (R-220) sementara “*olivine* dingin” adalah *olivine* dari *gasifier* (R-210)

Superheated Steam T = 800°C P = 1.2 bar
 Aliran <1> adalah bambu T = 30°C P = 1.01 bar
 Aliran <1A> adalah *Raw Syngas* T = 750°C P = 1.19 bar

Tabel IV.19. Neraca Energi Gasifier (R-210)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Feed	111,900,687.89	Raw Syngas	42,737,065.18
Olivine Panas	65,855,186.04	Olivine Dingin	54,565,725.58
		Panas Reaksi	80,453,083.17
Total Masuk	177,755,873.94	Total Keluar	177,755,873.94

2. Combustor (R-220)



Fungsi : membakar solid sisa (C) pemisahan cyclone gasifier untuk menyuplai panas kepada gasifier menggunakan udara kering.

Kondisi Operasi:

Aliran <2A> adalah solid dari gasifier
Udara kering
Aliran <2B> adalah *Flue gas*

T = 800°C

T = 950°C

T = 850°C

P = 1.1 bar

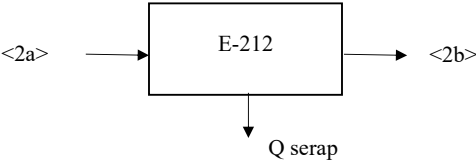
P = 1.21 bar

P = 1.21 bar

Tabel IV.20 Neraca Energi *Combustor* R-220

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	13,237,410.23	Syngas Out	13,237,410.08
Olivine Dingin	54,565,725.58	Olivine Panas	65,855,186.19
Panas Reaksi	11,289,460.46		
Total Masuk	79,092,596.27	Total Keluar	79,092,596.27

3. Raw Syngas Cooler I (E-212)



Fungsi: Mendinginkan *syngas* sebelum disaring menggunakan *fabric filter* .

Aliran <2a>

T = 750°C

P = 1.1 bar

Aliran <2b>

T = 250°C

P = 1.1 bar

Cooling Water Supply

T = 30 °C

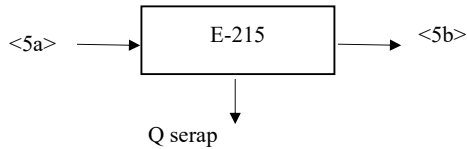
Cooling Water Return

T = 40 °C

Tabel IV.21 Neraca Energi Raw Syngas Cooler I E-213

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	42,005,286.89	Syngas Out	20,916,456.53
		Q serap	21,088,830.36
Total Masuk	42,005,286.89	Total Keluar	42,005,286.89

4. Raw Syngas Cooler II (E-215)



Fungsi: Mendinginkan *syngas* sebelum masuk ke COS *Hydrolyzer*.

Aliran <5a> T = 1065 °C P = 30 bar

Aliran <5b> T = 195 °C P = 29.9 bar

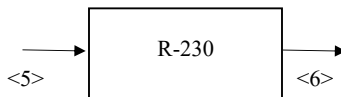
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.22 Neraca Energi Raw Syngas Cooler II E-215

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	80,854,622.88	Syngas Out	16,315,073.85
		Q serap	64,539,549.02
Total Masuk	80,854,622.88	Total Keluar	80,854,622.88

5. COS Hydrolyzer (R-230)



Fungsi: mengubah COS menjadi H₂S untuk kemudian dibuang dari syngas.

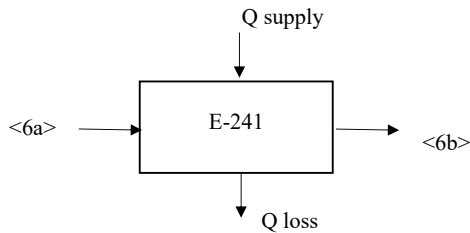
Aliran <5> T = 195 °C P = 29.9 bar

Aliran <6> T = 195 °C P = 29.7 bar

Tabel IV.23 Neraca Energi Reaktor COS *Hydrolyzer* (R-230)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	16,313,373.05	Syngas Out	16,318,084.28
Panas Reaksi	4,711.22		
Total Masuk	16,318,084.28	Total Masuk	16,318,084.28

6. Desulfurizer Preheater (E-241)



Fungsi: Memanaskan *syngas* sebelum masuk ke Tangki Desulphurizer.

Aliran <6a> T = 195 °C P = 29.7 bar

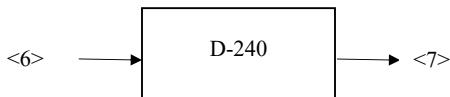
Aliran <6b> T = 390 °C P = 29.8 bar

Steam masuk T = 400 °C

Tabel IV.24 Neraca Energi *Desulfurizer Preheater* E-241

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
Syngas In	15,019,820.97	Syngas Out	28,223,644.15
Q supply	13,898,761.25	Q loss	694,938.06
Total Masuk	28,918,582.21	Total Keluar	28,918,582.21

7. Desulfurizer Tank (D-240)



Fungsi: Mengadsorpsi H₂S dalam *syngas* menggunakan katalis ZnO hingga tersisa <0,1 ppm.

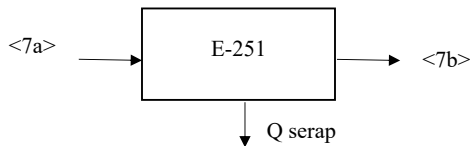
Aliran <6> T = 390 °C P = 29.6 bar

Aliran <7> T = 403 °C P = 29.4 bar

Tabel IV.25 Neraca Energi *Desulphurizer Tank* R-240

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
Syngas In	30,663,188.35	Syngas Out	30,683,526.17
Panas Reaksi	20,337.82		
Total Masuk	30,683,526.17	Total Masuk	30,683,526.17

8. *Scrubber Cooler* (E-251)



Fungsi: Mendinginkan *syngas* sebelum masuk ke *COS Hydrolyzer*.

Aliran <7a> T = 403 °C P = 28.6 bar

Aliran <7b> T = 220 °C P = 28.5 bar

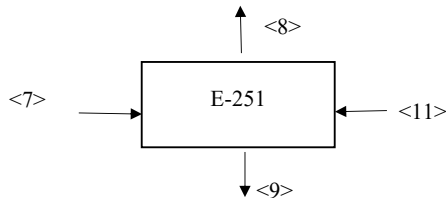
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.26 Neraca Energi *Scrubber Cooler* E-251

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
Syngas In	30,683,526.55	Syngas Out	18,291,746.35
		Q serap	12,391,780.20
Total Masuk	30,683,526.55	Total Keluar	30,683,526.55

11. *Tar Scrubber* (E-251)



Fungsi: Memisahkan tar dari air

Aliran <7> T = 220 °C P = 28.5 bar

Aliran <8> T = 185 °C P = 28.3 bar

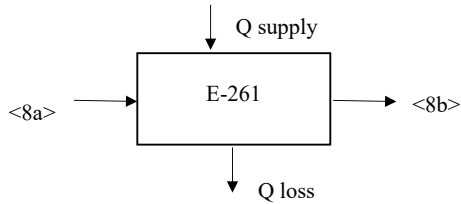
Aliran <9> T = 35 °C P = 28.3 bar

Aliran <11> T = 30 °C P = 28.3 bar

Tabel IV.27 Neraca Energi *Tar Scrubber* D-250

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
<7>	11,011,529.52	<8>	15,399,326.73
<11>	10,846,716.73	<9>	6,458,919.52
Total Masuk	21,858,246.25	Total Keluar	21,858,246.25

12. WGS Preheater (E-261)



Fungsi: Memanaskan *syngas* sebelum masuk ke Tangki Desulphurizer.

Aliran <8a> T = 185 °C P = 28.3 bar

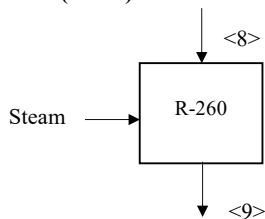
Aliran <8b> T = 320 °C P = 28.2 bar

Steam masuk T = 400 °C

Tabel IV.28 Neraca Energi *WGS Preheater* E-261

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	14,489,767.73	Syngas Out	22,820,335.15
Qs	8,769,018.34	Q loss	438,450.92
Total Masuk	23,258,786.06	Total Keluar	23,258,786.06

13. Water Gas Shift Reactor (R-260)



Fungsi: Memperkaya kandungan H₂ sehingga rasio H₂/CO meningkat.

Aliran <8> T = 320 °C P = 28.2 bar

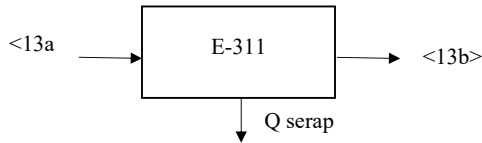
Aliran <9> T = 347 °C P = 28 bar

Superheated Steam T = 400 °C P = 30 bar

Tabel IV.29 Neraca Energi *Water Gas Shift Reactor* R-260

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	16,120,933.17	Syngas Out	28,466,150.48
Panas Reaksi	12,345,216.71		
Total Masuk	28,466,150.48	Total Keluar	28,466,150.48

14. Syngas Cooler I (E-311)



Fungsi: Mendinginkan *syngas* sebagai aliran panas sebelum masuk ke Reaktor Sintesa Metanol.

Aliran <13a> T = 561 °C P = 50 bar

Aliran <13b> T = 220 °C P = 50 bar

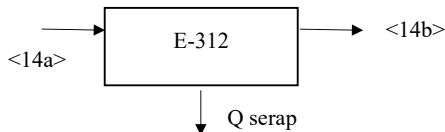
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.30 Neraca Energi *Syngas Cooler I* E-251

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
Syngas In	45,405,389	Syngas Out	20,492,042
		Q serap	24,913,347
Total Masuk	45,405,389	Total Keluar	45,405,389

15. Syngas Cooler II (E-312)



Fungsi: Mendinginkan *syngas* sebagai aliran dingin sebelum masuk ke Reaktor Sintesa Metanol.

Aliran <14a> T = 561 °C P = 50 bar

Aliran <14b> T = 120 °C P = 50 bar

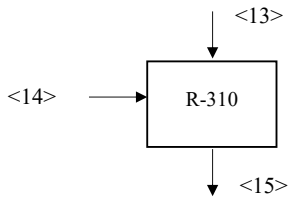
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.31 Neraca Energi *Syngas Cooler II* E-312

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	41,792,932.61	Syngas Out	14,756,648.47
		Q serap	27,036,284.13
Total Masuk	41,792,932.61	Total Keluar	41,792,932.61

16. Methanol Reactor (R-310)



Fungsi: Tempat terjadinya pembentukan metanol

Aliran <13> T = 220 °C P = 50 bar

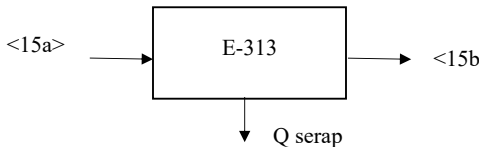
Aliran <14> T = 120 °C P = 50 bar

Aliran <15> T = 703 °C P = 49.8 bar

Tabel IV.32 Neraca Energi *Methanol Reactor* R-310

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	36,524,210.81	Syngas Out	71,839,839.99
Panas reaksi	35,315,629.18		
Total Masuk	71,839,839.99	Total Keluar	71,839,839.99

17. Crude Methanol Cooler (E-313)



Fungsi: Mendinginkan *syngas* sebagai aliran dingin sebelum masuk ke Reaktor Sintesa Metanol.

Aliran <15a> T = 704 °C P = 49.8 bar

Aliran <15b> T = 118 °C P = 49.7 bar

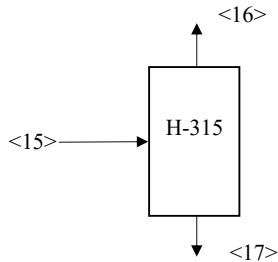
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.33 Neraca Energi *Crude Methanol Cooler* E-313

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
Methanol In	40,017,703.49	Methanol Out	8,362,978.72
		Q serap	31,654,724.77
Total Masuk	40,017,703.49	Total Keluar	40,017,703.49

18. Metanol Separator (H-315)



Fungsi: Memisahkan antara produk reaktor sintesa metanol berupa liquid dan gas menggunakan prinsip *flash*.

Aliran <15> T = 118 °C P = 10 bar

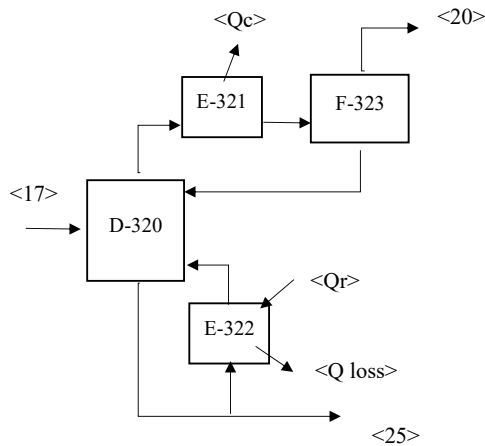
Aliran <16> T = 55 °C P = 10 bar

Aliran <17> T = 55 °C P = 10 bar

Tabel IV.34 Neraca Energi *Methanol Separator* H-315

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Inlet	8,102,381	Vapor	2,063,939.67
		Liquid	6,038,441.79
Total Masuk	8,102,381.46	Total Keluar	8,102,381.46

19. CO₂-Methanol Distillation Column (D-320)



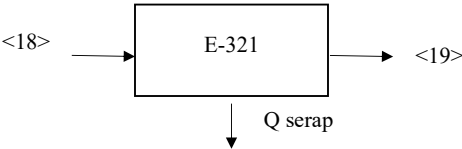
Fungsi: Memisahkan gas CO₂ dari metanol

Aliran <17>	T = 55 °C	P = 5 bar
Aliran <20>	T = 52 °C	P = 4 bar
Aliran <25>	T = 132 °C	P = 5 bar

Tabel IV.35 Neraca Energi CO₂-Methanol Distillation Column (D-320)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
<17>	738,211.97	<25>	2,567,609.49
Q steam	2,179,180.75	<20>	34,396.41
		Q cooler	206,427.79
		Q loss	108,959.04
Total Masuk	2,917,392.72	Total Keluar	2,917,392.72

20. CO₂-Methanol Condenser (E-321)



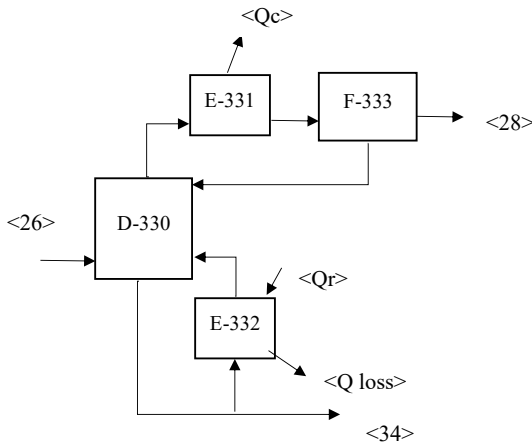
Fungsi: Mengkondensasi produk atas kolom distilasi secara parsial.

Aliran <18>		T = 53 °C	P = 4 bar
Aliran <19>		T = 52 °C	P = 4 bar
Cooling Water	Supply	T = 30 °C	
Cooling Water	Return	T = 40 °C	

Tabel IV.36 Neraca Energi CO₂-Methanol Kondensor E-321

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	237,970.10	Syngas Out	31,542.32
		Q serap	206,427.79
Total Masuk	237,970.10	Total Keluar	237,970.10

21. Methanol-Water Distillation Column (D-330)



Fungsi: Memisahkan gas CO₂ dari metanol

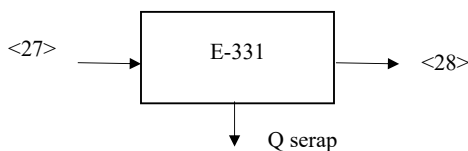
Aliran <26>	T = 117°C	P = 3 bar
Aliran <28>	T = 82 °C	P = 1.5 bar
Aliran <34>	T = 130 °C	P = 3 bar

Tabel IV.37 Neraca Energi Methanol-Water Distillation Column (D-330)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
<26>	2,018,877.93	<34>	1,027,564.86
Q steam	31,216,830.95	<28>	711,884.90

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
		Q cooler	29,935,417.57
		Q loss	1,560,841.55
Total Masuk	33,235,708.88	Total Keluar	33,235,708.88

22. Methanol-Water Condenser (E-331)



Fungsi: Mengkondensasi produk atas kolom distilasi secara total.

Aliran <27> T = 83 °C P = 1.5 bar

Aliran <28> T = 82 °C P = 1.5 bar

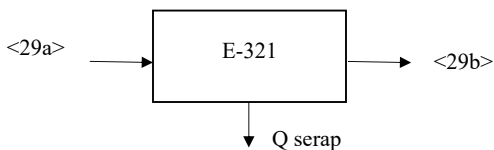
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.38 Neraca Energi *Methanol-Water Condenser* E-331

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	34,936,009.27	Syngas Out	2,413,063.81
		Q serap	32,522,945.46
Total Masuk	34,936,009.27	Total Keluar	34,936,009.27

23. Methanol Cooler (E-335)



Fungsi: Mendinginkan produk akhir metanol.

Aliran <52> T = 82 °C P = 1.5 bar

Aliran <53> T = 30 °C P = 1.5 bar

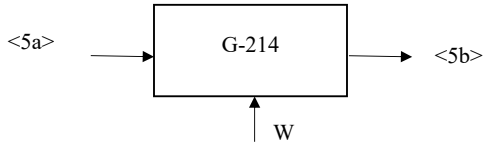
Cooling Water Supply T = 30 °C

Cooling Water Return T = 40 °C

Tabel IV.39. Neraca Energi Methanol Cooler E-335

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	24,739,581.41	Syngas Out	2,069,211.97
		Q serap	22,670,369.45
Total Masuk	24,739,581.41	Total Keluar	24,739,581.41

24. Raw Syngas Compressor (G-214)



Fungsi: Mengompresi *raw syngas* hingga 30 bar.

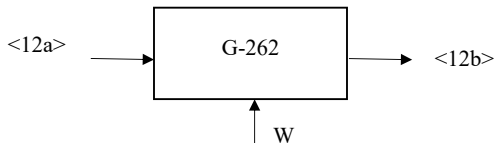
Aliran <5a> T = 250 °C P = 1.1 bar

Aliran <5b> T = 1025 °C P = 30 bar

Tabel IV.40. Neraca Energi Raw Syngas Compressor G-214

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	26,055,790.06	Syngas Out	73,563,569.12
Work	47,507,779.05		
Total Masuk	73,563,569.12	Total Keluar	73,563,569.12

25. Syngas Compressor (G-262)



Fungsi: Mengompresi *raw syngas* hingga 30 bar.

Aliran <12a> T = 347 °C P = 28 bar

Aliran <12b> T = 560.5 °C P = 50 bar

Tabel IV.41. Neraca Energi Syngas Compressor G-262

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	26,201,380.94	Syngas Out	41,792,932.61

Work	15,591,551.67		
Total Masuk	41,792,932.61	Total Keluar	41,792,932.61

BAB V DAFTAR PERALATAN

Spesifikasi peralatan pabrik metanol adalah sebagai berikut

1. Bamboo Storage (F-111)

Tabel V.1 Storage Bambu

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Bamboo Storage
Kode	F-111
Fungsi	Tempat Penyimpanan Bambu
Tipe	Fondasi berbentuk balok
Kapasitas	3,756,102 kg
Volume Storage	4,032 m ³
Tinggi	6 m
Panjang	32 m
Lebar	21 m
Konstruksi	Beton
Jumlah	1 buah

2. Belt Conveyor (J-112)

Tabel V.2 Belt Conveyor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Belt Conveyor
Kode	J-112
Fungsi	Mengangkut bambu menuju grinder
Tipe	<i>Troughed Belt 45°</i>
Kapasitas	19.56 ton/jam
Jumlah	1 buah
Panjang Belt	16.40 ft

Tabel V.2 Belt Conveyor (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Lebar Belt	14 in
Kecepatan Belt	69.9 ft/min
Power Operasi	0.50 hp
Bahan Konstruksi	Rubber
Kemiringan	0 °

3. Bamboo Crusher (C-110)

Tabel V.3 Bamboo crusher

Spesifikasi Alat	Keterangan
Fungsi	Memperkecil ukuran bambu hingga 50mm
Kode	C-110
Tipe	<i>Wood Hammer Mill</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	19.56 ton/jam
Power	320.00 kw
Jumlah	1 unit

4. Screw Conveyor (J-113)

Tabel V.4 Screw Conveyor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Screw Conveyor
Kode	J-113
Fungsi	Mengangkut bambu menuju reaktor
Tipe	Standard Screw Conveyor
Jumlah	1 buah
Kapasitas	20 ton/jam
Panjang	100 ft

Tabel V.4 Screw Conveyor (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
α	45.0 °
motor	7.0 HP
Jenis Bearing	<i>Self Lubricating Bronze Bearing</i>

5. Gasifier (R-210) & Combustor (R-220)Tabel V.5 *Gasifier*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	<i>Gasifier</i>
Kode	R-210
Fungsi	tempat reaksi gasifikasi
Tipe	<i>Fluidized Bed, Dual Bed Gasifier</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas	19.56 ton/jam
Tekanan Operasi	1.16 atm
Temperatur Operasi	1123.15 K
Kecepatan Fluidisasi	0.035 m/s
Jenis Bed	olivine
Bahan Reaktor	SS 316 L
OD reaktor atas	180 inch
OD internal seal	90 inch
tinggi reaktor bawah	53 m
tinggi reaktor atas	112 m
Panjang bawah	19 m
Lebar reaktor bawah	17 m
Dimensi sambungan	17 m x 3 m
OD lower seal	90 inch
Tebal dinding	4/9 inch

Tabel V.6 Combustor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	<i>Combustor</i>
Kode	R-220
Fungsi	Tempat reaksi pembakaran
Tipe	<i>Fluidized Bed, Dual Bed Gasifier</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas	20 ton/jam
Tekanan Operasi	1.165 atm
Temperatur Operasi	1123 K
Kecepatan Fluidisasi	0.035 m/s
Jenis Bed	olivine
Bahan Reaktor	SS 316 L
OD reaktor atas	168 inch
OD upper seal	90 inch
Tinggi reaktor	158 m
OD reaktor	168 m
OD lower seal	90 inch

6. Cyclone (H-211)

Tabel V.7 Cyclone

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Cyclone
Kode	H-211
Fungsi	Memisahkan syngas dari solid
Bahan	SS 304
Jumlah	22 buah
Kapasitas	26,570.18 kg/jam
Tekanan Operasi	1.18 bar

Tabel V.7 Cyclone (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Temperatur Operasi	850	°C
Kecepatan Gas Masuk	71.00	m/s
Dimensi		
Lebar saluran Inlet cyclone	11	cm
Diameter saluran keluar	22	cm
Diameter Cyclone	44	cm
Tinggi saluran input cyclone	22	cm
Tinggi Gravitasi Settling	88	cm
Lebar outlet gas	5.5	cm
Tinggi ruang spiral	88	cm
Diameter output partikel	11	cm

7. Raw Syngas Cooler I (E-212)

Tabel V.8 Raw Syngas Cooler I

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Nama Alat		Raw Syngas Cooler I	
Kode		E-212	
Fungsi		menyesuaikan suhu hidrolisis	
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		SS 304	
Suhu masuk	gas	750	°C
	CW	30.0	°C
Suhu keluar	gas	250	°C
	CW	40	°C
Shell	ID	25	in
	Baffle	25	in
	Passes	1	

Tabel V.8 Raw Syngas Cooler I (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan
Shell	ΔP	0.032 psi
Tube	OD	1 1/2 in
	ID	1.40 in
	BWG	18
	Pitch	1 7/8 in
	Panjang	12 ft
	Jumlah	110
	Passes	2
	ΔP	0.000 psi
Rd		0.009 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		488.8 ft ²
Jumlah		1 buah

8. Fabric Filter (H-213)

Tabel V.9 Fabric Filter

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Fabric Filter
Kode	H-213
Fungsi	memisahkan partikel solid
Bahan Baghouse	SS 304
Bahan kantung	Polyester
Jumlah	1 buah
Kapasitas	67,944.27 m ³ / jam
Tekanan Operasi	1.1 bar
Temperatur Operasi	250 °C
Kecepatan Gas Masuk	0.267 ft/min
Dimensi	

Tabel V.9 Fabric Filter (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Jumlah Kompartemen	15
Tinggi kantung	72 ft
diameter kantung	12 in
Luas satu kantung	227.07 ft ²
Jumlah kantung	44 / kompartemen
Total kantung	660

9. Raw Syngas Compressor (G-214)

Tabel V.10 Compressor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Raw Syngas Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas
Kode Alat	G-214
Type	<i>Recyprocatng Compressor</i>
Jumlah Stage	3
Bahan	Carbon Steel
Tekanan masuk (P_1)	1.1 bar
Tekanan keluar (P_2)	30 bar
Power (hp)	3,000.00

10. Raw Syngas Cooler II (E-215)

Tabel V.11 Raw Syngas Cooler II

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Raw Syngas Cooler II
Kode	E-215
Fungsi	Menyesuaikan suhu hidrolisis
Jenis	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger

Tabel V.11 Raw Syngas Cooler II (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan
Bahan		SS 304
Suhu masuk	gas	1065 °C
	GW	30.0 °C
Suhu keluar	gas	195 °C
	CW	40 °C
Shell	ID	31 in
	Baffle	31 in
	Passes	1
	ΔP	0.022 psi
Tube	OD	1 1/2 in
	ID	1.40 in
	BWG	18
	Pitch	1 7/8 in
	Panjang	16 ft
	Jumlah	238
	Passes	2
	ΔP	0.000 psi
Rd		0.011 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		1329 ft ²
Jumlah		1 buah

11. Cyclone (H-221)

Tabel V.12 Cyclone

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Cyclone
Kode	H-221
Fungsi	Memisahkan fluegas dengan ash

Tabel V.12 Cyclone (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Bahan	Carbon Steel	
Jumlah	15 buah	
Kapasitas	12,348.90	kg/jam
Tekanan Operasi	1.18	bar
Temperatur Operasi	900	°C
Kecepatan Gas Masuk	52.69	m/s
Dimensi		
Lebar saluran Inlet cyclone	8	cm
Diameter saluran keluar	16	cm
Diameter Cyclone	32	cm
Tinggi saluran cyclone	16	cm
Tinggi gravitasi settling	64	cm
Lebar outlet gas	4.0	cm
tinggi ruang spiral	64	cm
Diameter output partikel	8	cm

12. Hidrolizer (R-230)

Tabel V.13 Hidrolizer

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	COS Hydrolizer
Kode Alat	R-230
Fungsi	Tempat reaksi COS menjadi H ₂ S
Bentuk	Vertical Packed Bed Reactor
Bahan Reaktor	SS 316
Jumlah (Unit)	1
Jenis Katalis	Activated Alumina
Bentuk Katalis	spherical

Tabel V.13 Hidrolizer (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Temperatur operasi	195.00	°C
Tekanan operasi	29.80	bar
Diameter luar (OD)	54	in
Tebal silinder	1	in
Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>	
Tebal tutup	1	in
Tinggi Packing	0.027	m
Tinggi total	2.53	m

13. Desulphurizer Tank (D-240)

Tabel V.14 Desulphurizer Tank

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama Alat	Desulfurizer Tank	
Kode Alat	D-240	
Fungsi	mengurangi kadar H ₂ S	
Bentuk	Vertical Packed Bed Reactor	
Bahan Reaktor	SS 316	
Temperatur operasi	400.00	°C
Tekanan operasi	29.60	bar
Jumlah	2	
Jenis Adsorban	ZnO (BASF R5-12)	
Umur Adsorban	148	hari
Bentuk Adsorban	silinder	
Diameter luar (OD)	66	in
Tinggi Packed	9	m
Tebal silinder	1 1/8	in
Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>	

Tabel V.14 Desulphurizer Tank (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Tebal tutup	1 1/8 in
Tinggi Total	9.95 m

14. Desulphurizer Preheater (E-241)

Tabel V.15 Desulphurizer Tank

Spesifikasi Alat		Keterangan
Nama Alat		Desulphurizer Preheater
Kode		E-241
Fungsi		Menyesuaikan suhu desulfurizer
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		SS 304
Suhu masuk	steam	410 °C
	gas	195.0 °C
Suhu keluar	steam	410 °C
	gas	390 °C
Shell	ID	39 in
	Baffle	39 in
	Passes	1
	ΔP	0.010 psi
Tube	OD	1 1/2 in
	ID	1.29 in
	BWG	12
	Pitch	1 7/8 in
	Panjang	16 ft
	Jumlah	299
	Passes	2
	ΔP	0.000 psi

Tabel V.15 Desulphurizer Tank (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Rd	0.003 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	1694 ft ²
Jumlah	1 buah

15. Tar Scrubber (D-250)

Tabel V.16 Tar Scrubber

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Product Gas Scrubber
Kode	D-240
Fungsi	memisahkan gas untuk recycle
Jenis	wet scrubber (spray tower)
Bahan	SS 316
Jumlah	1
Tekanan Operasi	29 bar
Temperatur Operasi	220 °C
Diameter luar	42 in
Tebal silinder	2 1/2 in
Jenis Tutup	Standard Dished Head
Tebal tutup	3/4 in
Tinggi tutup	7 in
Tinggi total	3.28 m

16. Scrubber Cooler (E-251)

Tabel V.17 Scrubber Cooler

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Scrubber Cooler
Kode	E-251

Tabel V.17 Scrubber Cooler (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Fungsi		Menyesuaikan suhu scrubbing	
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		SS 304	
Suhu masuk	gas	403	°C
	CW	30.0	°C
Suhu keluar	gas	250	°C
	CW	40	°C
Shell	ID	27	in
	Baffle	27	in
	Passes	1	
	ΔP	0.023	psi
Tube	OD	1 1/2	in
	ID	1.40	in
	BWG	18	
	Pitch	1 7/8	in
	Panjang	12	ft
	Jumlah	131	
	Passes	2	
	ΔP	0.000	psi
Rd		0.010	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		534.2	ft ²
Jumlah		1	buah

17. Decanter (H-252)

Tabel V.18 Decanter

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Decanter

Tabel V.18 Decanter (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Kode	H-252
Fungsi	memisahkan tar dan air
Bentuk	Vertical decanter
Bahan	SA-178 grade c
Suhu	35 °C
Tekanan operasi	28.30 bar
Jumlah	1
Diameter Luar	38 in
Tinggi silinder	1.83 m
Tebal silinder	1 in
Tipe tutup atas	<i>Flat Plate</i>
Tebal tutup atas	2 3/4 in
Tipe tutup bawah	<i>Conical</i>
Tebal tutup bawah	1 1/8 in

18. Scrubber Pump (L-253)

Tabel V.19 Reflux Pump

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Scrubber Pump
Kode	L-253
Fungsi	Mengalirkan zat untuk scrubbing
Tipe	centrifugal
Konfigurasi	horizontal
Jumlah	1
Bahan	carbon steel
Kapasitas	5132.00 kg/jam
Nominal pipa	2 inch

Tabel V.19 Reflux Pump (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Efisiensi pompa	62%
Power	1.100 kW

19. Water Gas Shift Reactor (R-260)

Tabel V.20 Hidroliser

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Water Gas Shift Reactor
Kode Alat	R-260
Fungsi	Mereaksikan CO dan H ₂ O
Bentuk	Packed Bed Reactor
Bahan Reaktor	SS 304
Jumlah (Unit)	1
Jenis Katalis	CuO/ZnO/Fe ₂ O ₃
Bentuk Katalis	silinder
Temperatur operasi	320.00 °C
Tekanan operasi	30.00 bar
Diameter luar (OD)	60 in
Tebal silinder	1 1/4 in
Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup	1 1/8 in
Tinggi Packing	0.0192 m
Tinggi total	2.79 m

20. WGS Preheater (E-261)

Tabel V.21 WGS Preheater

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	WGS preheater

Tabel V.21 WGS Preheater (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Kode		E261	
Fungsi		menyesuaikan suhu shift reaction	
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		carbon steel	
Suhu masuk	steam	410	°C
	gas	190.0	°C
Suhu keluar	steam	410	°C
	gas	320	°C
Shell	ID	29	in
	Baffle	29	in
	Passes	1	
	ΔP	0.020	psi
Tube	OD	1 1/2	in
	ID	1.40	in
	BWG	18	
	Pitch	1 7/8	in
	Panjang	12	ft
	Jumlah	154	
	Passes	2	
	ΔP	0.000	psi
Rd		0.011	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		603.2	ft ²
Jumlah		1	buah

21. Syngas Compressor (G-262)

Tabel V.22 Compressor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Syngas Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas
Kode Alat	G-262
Type	<i>centrifugal</i>
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel
Tekanan masuk (P_1)	28 bar
Tekanan keluar (P_2)	50 bar
Power	2,050.00 HP

22. Methanol Reactor (R-310)

Tabel V.23 Methanol Reactor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Methanol Reactor
Kode Alat	R-310
Fungsi	tempat reaksi pembentukan metanol
Bentuk	Packed Bed Reactor
Bahan Reaktor	SS304
Jumlah (Unit)	1
Jenis Katalis	CuO/ZnO/Al ₂ O ₃
Bentuk Katalis	silinder
Temperatur operasi	220.00 °C
Tekanan operasi	50.00 bar
Diameter luar (OD)	60 in
Tebal silinder	2 in
Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>

Tabel V.23 Methanol Reactor (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Tebal tutup	1 3/4 in
Tinggi Packing	0.1654 m
Tinggi total	2.72 cm
Jumlah Nozzle	12
Ukuran Nozzle	1.91 cm

23. Syngas Cooler I (E-311)

Tabel V.24 Syngas Cooler I

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Syngas Cooler I
Kode	E-311
Fungsi	menyesuaikan suhu sintesa metanol
Jenis	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	carbon steel
Suhu masuk	gas 561 °C
	CW 30.0 °C
Suhu keluar	gas 220 °C
	CW 40 °C
Shell	ID 23 1/4 in
	Baffle 23 1/4 in
	Passes 1
	ΔP 0.017 psi
Tube	OD 3/4 in
	ID 1.31 in
	BWG 10
	Pitch 1 in
	Panjang 12 ft

Tabel V.24 Syngas Cooler I (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan
Tube	Jumlah	376
	Passes	2
	ΔP	0.000 psi
Rd		0.011 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		780 ft ²
Jumlah		1 buah

24. Syngas Cooler II (E-312)

Tabel V.25 Syngas Cooler II

Spesifikasi Alat		Keterangan
Nama Alat		Syngas Cooler II
Kode		E-312
Fungsi		menyesuaikan suhu sintesa metanol
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		carbon steel
Suhu masuk	gas	561 °C
	CW	30.0 °C
Suhu keluar	gas	120 °C
	CW	40 °C
Shell	ID	35 in
	Baffle	35 in
	Passes	1
	ΔP	0.004 psi
Tube	OD	1 1/4 in
	ID	1.03 in
	BWG	12
	Pitch	1 9/16 in

Tabel V.25 Syngas Cooler II (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
tube	Panjang	12	ft
	Jumlah	348	
	Passes	2	
	ΔP	0.000	psi
Rd		0.006	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		1332	ft ²
Jumlah		1	buah

25. Crude Methanol Cooler (E-313)

Tabel V.26 Crude Methanol Cooler

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Nama Alat		Crude Methanol Cooler	
Kode		E-313	
Fungsi		menyesuaikan suhu proses separasi	
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		carbon steel	
Suhu masuk	gas	704	°C
	CW	30.0	°C
Suhu keluar	gas	118	°C
	CW	40	°C
Shell	ID	29	in
	Baffle	29	in
	Passes	1	
	ΔP	0.035	psi
Tube	OD	1 1/2	in
	ID	1.40	in
	BWG	18	

Tabel V.26 Crude Methanol Cooler (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan
Tube	Pitch	1 7/8 in
	Panjang	20 ft
	Jumlah	154
	Passes	2
	ΔP	0.000 psi
Rd		0.006 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		1170 ft ²
Jumlah		1 buah

26. Methanol Separator (H-315)

Tabel V.27 Methanol Separator

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Methanol Separator
Kode	H-315
Fungsi	memisahkan gas untuk recycle
Jenis	vertical flash separator
Bahan	SA-334
Jumlah	1
Tekanan Operasi	15 bar
Temperatur Operasi	118 °C
Diameter luar	60 in
Tebal silinder	3 in
Jenis Tutup	Standard Dished Head
Tinggi tutup	10 in
Tebal tutup	3/4 in
Tinggi total	4.72 m

27. CO2 Methanol Distillation Column (D-320)

Tabel V.28 CO2 Methanol Distillation Column

Spesifikasi Alat	Keterangan
Fungsi	Pemisahan metanol dan gas ringan
Kode	D-320
Jenis Tutup	drum vertikal
Bahan	SS 304
Jumlah alat	1
OD	120.00 in
Tebal Shell	7/16 in
Tinggi shell	24.50 m
Jenis Tutup	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup	3/8 in
Tinggi tutup	21.00 in
Tinggi total	25.67 m
Spesifikasi Plate	
Jenis	Sieve Tray
Jumlah Plate teoritis	3.52 plate
Jumlah Plate Ideal	43 plate
Efisiensi Plate	0.083
Tray spacing	0.5 m

28. CO2-Methanol Condenser (E-321)

Tabel V.29 CO2-Methanol Condensor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	CO2-Methanol Condensor
Kode	E-321
Fungsi	kondensasi vapor hasil destilasi
Jenis	horizontal condensor

Tabel V.29 CO₂-Methanol Condensor (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Bahan		carbon steel	
Suhu masuk	metanol	53	°C
	CW	30.0	°C
Suhu keluar	metanol	53	°C
	CW	40	°C
Shell	ID	8	in
	Baffle	8	in
	Passes	1	
	ΔP	0.115	psi
Tube	OD	3/4	in
	ID	0.18	in
	BWG	10	
	Pitch	#	in ²
	Panjang	12	ft
	Jumlah	82	
	Passes	2	
	ΔP	2.85	psi
Rd		0.008	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		170	ft ²
Jumlah		1	unit

29. CO₂-Methanol Reboiler (E-322)Tabel V.30 CO₂- Methanol Reboiler

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	CO ₂ - Methanol Reboiler
Kode	E-322
Fungsi	Supply panas untuk destilasi

Tabel V.30 CO₂- Methanol Reboiler

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Jenis		thermosyphon	
Bahan		Carbon Steel	
Suhu masuk	steam	151.84	°C
	methanol	132.0	°C
Suhu keluar	steam	152	°C
	methanol	141	°C
Shell	ID	17 1/4	in
	Baffle	17 1/4	in
	Passes	1	
Tube	ΔP	16	psi
	OD	3/4	in
	ID	5/8	in
	BWG	16	
	Pitch	1	in2
	Panjang	16	ft
	Jumlah	196	
	Passes	2	
	ΔP	0.0056	psi
Rd		0.0047	(hr)(ft ²)(oF)/(btu)
Luas area		616	ft ²
Jumlah		1	buah

30. Reflux Accumulator (F-323)

Tabel V.31 Reflux Accumulator

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Reflux Accumulator
Kode	F-323

Tabel V.31 Reflux Accumulator (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Fungsi	Penyimpanan sementara kondensat	
Jenis	horizontal drum	
Bahan	SS 304	
Jumlah	1	
Tekanan Operasi	4	bar
Temperatur Operasi	58	°C
Diameter luar	60	in
Tebal silinder	5/8	in
Jenis tutup	<i>Standard dished head</i>	
Panjang tutup	10	in
Tebal tutup	1/4	in
Panjang total	2.85	m

31. Reflux Pump (L-324)

Tabel V.32 Reflux Pump

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Reflux Pump	
Kode	L-324	
Fungsi	Mengalirkan fluida kembali ke kolom	
Tipe	rotary	
Konfigurasi	horizontal	
Jumlah	1	
Bahan	SS 304	
Kapasitas	4527.29	kg/jam
Nominal pipa	2	inch
Efisiensi pompa	62%	
Power	2.000	kW

32. Methanol-Water Distillation Column (D-330)

Tabel V.33 Methanol-Water Distillation Column

Spesifikasi Alat	Keterangan
Fungsi	Pemisahan metanol dan gas ringan
Kode	D-330
Jenis Tutup	Vertical Drum
Bahan	SS 304
Jumlah alat	1
OD	180.00 in
Tebal Shell	5/8 in
Tinggi shell	20.50 m
Jenis tutup	<i>standard dished head</i>
Tebal tutup	1/4 in
Tinggi tutup	31.00 in
Tinggi total	22.18 m
Spesifikasi Plate	
Jenis	Sieve Tray
Jumlah Plate teoritis	19.7 plate
Jumlah Plate Ideal	35 plate
Efisiensi Plate	57.6%
Tray spacing	0.5 m

33.Methanol-water Condenser (E-331)

Tabel V.34 Methanol-water Condensor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	CO2-Methanol Condensor
Kode	E-321
Fungsi	kondensasi vapor hasil destilasi
Jenis	horizontal condensor

Tabel V.34 Methanol-water Condensor (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Bahan		carbon steel	
Suhu masuk	metanol	83	°C
	CW	30	°C
Suhu keluar	metanol	83	°C
	CW	40	°C
Shell	ID	39	in
	Baffle	39	in
	Passes	1	
	ΔP	0.010	psi
Tube	OD	1 1/4	in
	ID	0.92	in
	BWG	8	
	Pitch	1 9/16	in
	Panjang	20	ft
	Jumlah	436	
	Passes	2	
	ΔP	3.62	psi
Rd		0.007	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		2716	ft ²
Jumlah		1	unit

34. Methanol-Water Reboiler (E-332)

Tabel V.35 Methanol-Water Reboiler

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Methanol-Water Reboiler
Kode	E-332
Fungsi	Supply panas untuk destilasi

Tabel V.35 Methanol-Water Reboiler (lanjutan)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Jenis		thermosyphon	
Bahan		Carbon Steel	
Suhu masuk	steam	151.84	°C
	methanol	130.0	°C
Suhu keluar	steam	152	°C
	methanol	134	°C
Shell	ID	37	in
	Baffle	37	in
	Passes	1	
	ΔP	negligible	
Tube	OD	3/4	in
	ID	5/8	in
	BWG	16	
	Pitch	1	in
	Panjang	16	ft
	Jumlah	1044	
	Passes	2	
	ΔP	0.0080	psi
Rd		0.0011	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		3279	ft ²
Jumlah		1	buah

35. Methanol Accumulator (F-333)

Tabel V.36 Methanol Accumulator

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Methanol Separator
Kode	F-333

Tabel V.36 Methanol Accumulator (lanjutan)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Fungsi	Storage sementara kondensat	
Jenis	Horizontal drum	
Bahan	SA-178 grade C	
Jumlah	1	
Tekanan Operasi	2	bar
Temperatur Operasi	82	°C
Diameter luar	72	in
Tebal silinder	3/4	in
Jenis tutup	<i>standard dished head</i>	
Panjang tutup	12	in
Tebal tutup	1/3	in
Panjang total	3.40	m

36. Methanol Pump (L-334)

Tabel V.37 Methanol Pump

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Methanol Pump	
Kode	L-334	
Fungsi	mengalirkan fluida ke storage	
Tipe	centrifugal	
Konfigurasi	horizontal	
Jumlah	1	
Bahan	Carbon Steel	
Kapasitas	9,236.11	kg/jam
Nominal pipa	3	inch
Efisiensi pompa	62%	
Power	1.000	hp

37. Methanol Cooler (E-335)

Tabel V.38 Methanol Cooler

Spesifikasi Alat		Keterangan
Nama Alat		Crude Methanol Cooler
Kode		E-335
Fungsi		menyesuaikan suhu proses separasi
Jenis		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		carbon steel
Suhu masuk	metanol	83 °C
	CW	7.0 °C
Suhu keluar	metanol	30 °C
	CW	12 °C
Shell	ID	23 1/4 in
	Baffle	4 2/3 in
	Passes	2
	ΔP	1.071 psi
Tube	OD	1 in
	ID	0.90 in
	BWG	18
	Pitch	1 1/4 in
	Panjang	20 ft
	Jumlah	212
	Passes	4
	ΔP	9.17 psi
Rd		0.008 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		1033 ft ²
Jumlah		1 buah

38. Methanol Storage (F-336)

Tabel V.39 Methanol Reactor

Spesifikasi Alat	Keterangan
Fungsi	tempat penyimpanan methanol
Bentuk	Flat Bottom Storage
Bahan	SA-178 grade C
Kode	F-336
jumlah	1
Diameter Tangki	80 ft
Tinggi Silinder	30 ft
Jumlah Courses	5
Tinggi courses	6 ft
Tebal Courses 1	1/2 inch
Tebal Courses 2	3/8 inch
Tebal Courses 3	5/16 inch
Tebal Courses 4	3/16 inch
Tebal Courses 5	3/16 inch
Jenis tutup bawah	Flat Bottom
Tebal tutup bawah	5/16 inch
Tinggi tutup atas	3.50 ft
Tebal tutup atas	3/16 ft
Jenis tutup atas	Conical

BAB VI

ANALISA EKONOMI

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan Pabrik Methanol dari Bambu ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

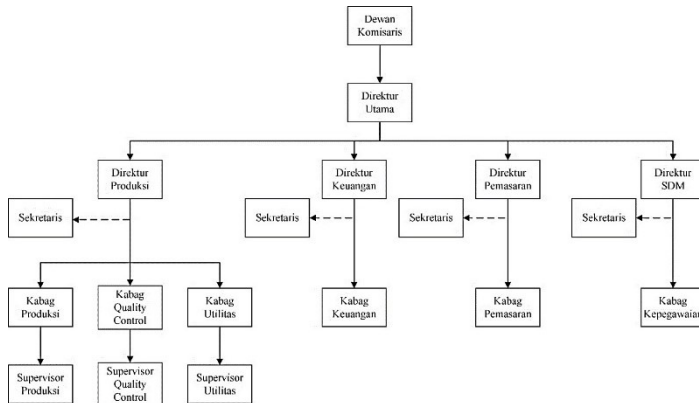
VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pabrik adalah garis dan staf yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem tersebut adalah sebagai berikut.

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus- menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota

dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang. (Timmerhauss, 1991)

Bagan pada gambar VI.1 merupakan struktur organisasi perusahaan. Berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut :



Gambar VI.1 Struktur Organisasi

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan quality control, dan membawahi supervisor di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

4. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

5. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran

dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing- masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

6. Direktur SDM

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

Tugas direktur SDM adalah :

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur

produksi.

- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

8. Kepala Bagian Pengendalian Mutu (*Quality Control*)

Tugas kepala bagian pengendalian mutu adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
- Memastikan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan
- Memastikan seluruh proses pengujian atau analisa produk telah dilaksanakan

9. Kepala Bagian Utilitas

Tugas kepala bagian utilitas adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

10. Kepala Bagian Penjualan

Tugas kepala bagian penjualan adalah :

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

11. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Tugas kepala bagian pengelolaan dana adalah :

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan

baku dan mempersiapkan order- order pembelian.
Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan:

- Barang yang dibeli
- Jumlah yang dibeli
- Waktu pembelian
- Tempat pembelian
- Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

12. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas kepala bagian kepegawaian adalah :

- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

13. Supervisor Utilitas

Tugas supervisor utilitas adalah :

- Mengawasi dan mengatur support forklift dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang

terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.

- Menjaga ketersediaan sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

14. Supervisor Proses

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

15. Supervisor *Quality Control*

Tugas supervisor *quality control* antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.

- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian *quality control*.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik Methanol dari Bambu ini memiliki kapasitas 73.15 KTPA atau 221.7 ton/hari. Berdasarkan figure 6-9 Peters & Timmerhaus 5th Edition untuk kondisi average condition, diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 95 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki tiga tahapan utama Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 285 jam tenaga kerja. Dengan 8 jam kerja untuk tiap operator maka dibutuhkan minimal 48 tenaga kerja sebagai operator (Timmerhauss, 1991)

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

- a. Karyawan Tetap
Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- b. Karyawan Harian
Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
- c. Pekerja Borongan
Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan

untuk suatu pekerjaan tertentu.

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja shift. Sistem ini terdiri atas tiga shift, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja pada Tabel VI.2.

Tabel VI.1 Pembagian *Shift* Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	Jam Kerja
<i>Shift Pagi</i>	06.00-14.00
<i>Shift Siang</i>	14.00-22.00
<i>Shift Malam</i>	22.00-06.00

Tabel VI.2 Perhitungan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji (Rp/bulan)	Jumlah	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	25.000.000	3	75.000.000
2	Direktur Utama	20.000.000	1	20.000.000
3	Direktur Produksi	15.000.000	1	15.000.000
4	Direktur Keuangan	15.000.000	1	15.000.000
5	Direktur Pemasaran	15.000.000	1	15.000.000
6	Direktur SDM	15.000.000	1	15.000.000
7	Sekretaris	4.500.000	4	18.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	12.000.000	1	12.000.000

	b. Kabag Quality Control	12.000.000	1	12.000.000
	c. Kabag Utilitas	12.000.000	1	12.000.000
	d. Kabag Pemasaran	12.000.000	1	12.000.000
	e. Kabag Keuangan	12.000.000	1	12.000.000
	f. Kabag Kepegawaian	12.000.000	1	12.000.000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	8.000.000	2	16.000.000
	b. Proses	8.000.000	2	16.000.000
	c. Quality Control	8.000.000	2	16.000.000
10	Operator			
	a. Maintenance	5.000.000	12	60.000.000
	b. Utilitas	5.000.000	12	60.000.000
	c. Proses	5.000.000	16	80.000.000
	d. Quality Control	5.000.000	12	60.000.000
11	Karyawan			
	a. Dokter	10,000,000	4	40,000,000
	b. Perawat	4,000,000	4	16,000,000
	c. Penjualan	3,800,000	5	19,000,000
	d. Pembukuan	3,800,000	5	19,000,000
	e. Pengelolaan Dana	3,800,000	5	19,000,000
	f. Kepegawaian	3,800,000	5	19,000,000

	g. Pendidikan dan Latihan	3,800,000	5	19,000,000
12	Keamanan	2,600,000	16	41,600,000
13	Sopir	2,600,000	5	13,000,000
14	Pesuruh/tukang kebun	2,600,000	8	20,800,000
TOTAL			1	779.400.000

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik metanol ini meliputi:

1. Air
Berfungsi sebagai sanitasi, air umpan boiler dan air pendingin.
2. Steam
Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.
3. Listrik
Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Udara Instrumen
Digunakan sebagai penggerak *valve* mekanik untuk mengendalikan proses.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik metanol ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

- a. Syarat Fisik
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Tidak berwarna
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg / liter
- b. Syarat Kimia
 - pH = 6,5 - 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat Biologis
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen

2. Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain:

- Tidak boleh membuih
- Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui

- a. Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- b. Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas

terlarut

3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas.

Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut.

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relative murah
- Tidak mudah mengembang dan menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dioperasikan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung

- a. Hardness : dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. Besi : dapat menyebabkan korosi
- c. Silika : dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *boiler*. *Steam* diproduksi dengan mengumpulkan air pada boiler yang kemudian diapankan sehingga air umpan boiler berubah fase menjadi saturated steam.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik pada pabrik metanol digunakan untuk

memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* direncanakan keperluan listrik disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada suplai listrik PLN dan untuk mengurangi resiko kekurangan suplai listrik dari PLN yang menyebabkan terhambatnya proses industri. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik metanol ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.

VI.3 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Metanol dari Bambu ini, dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah:

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

VI.3.1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 19.24\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 9.95% per tahun. Melalui perhitungan IRR, pabrik layak didirikan.

VI.3.2. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 7 tahun. Perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT lebih kecil daripada

perkiraan usia pabrik.

VI.3.3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 41.62%.

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut:

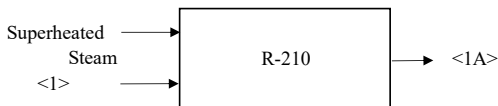
1. Perencanaan operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas produksi metanol : 73.150 ton/tahun
3. Bahan baku bambu : 142.628 ton/tahun
4. Umur pabrik : 10 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisis ekonomi :
 - *Internal Rate of Return* = 19.2%
 - *Pay Out Time* = 7 tahun
 - *Break Even Point* = 41.62 %

Berdasarkan hasil analisis ekonomi , IRR yang diperoleh lebih besar dibandingkan dengan nilai i untuk pinjaman modal pada bank dengan tingkat bunga 9.95%, sehingga pabrik layak didirikan. Jangka waktu pengembalian modal (POT) adalah 7 tahun, lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik metanol dari bambu layak didirikan.

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	=	73,150 ton metanol / tahun
	=	221.67 ton metanol / hari
	=	9.236 ton metanol / jam
Waktu operasi	=	1 tahun = 330 hari = 7920 jam
Faktor Pengali	=	1.08643701
Basis Perhitungan:		
Bahan baku	=	18,008.6 kg bambu / jam
Waktu	=	1 jam

1. Gasifier (R-210)



Jenis bambu yang digunakan adalah rata-rata dari kelima jenis bambu terbanyak di Bali, yaitu Andong, Hitam, Tali, Kuning, Ampel, dan Betung.

Tabel A.1 Kandungan Bambu

Komponen	Fraksi Massa
C	0.4449
H	0.0557
O	0.3954
S	0.0005
N	0.0034
H ₂ O	0.0810
Ash	0.0191
Total	1.000

(Park et al, 2019)

Rumus senyawa kimia untuk bambu diperoleh dengan menghitung jumlah %mol masing-masing unsur pada Tabel A.1. dengan basis massa bambu sebesar 18000 kg dan asumsi ash sebagai komponen inert menggunakan persamaan (1). Selanjutnya massa tiap komponen akan dikonversi menjadi mol komponen melalui persamaan (2). Setelah diperoleh mol tiap komponen, selanjutnya dihitung jumlah mol semua komponen dan dihitung %mol tiap komponen menggunakan persamaan (3). Hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel A.2

Tabel A.2 Nilai %Mol Komponen Penyusun Bambu

Komponen	Massa	BM	Mol	%Mol
C	8,012.03	12	667.67	30.250
H	1,003.08	1	1,003.08	45.446
O	7,120.60	16	445.04	20.163
S	8.19	32	0.26	0.012
N	61.23	14	4.37	0.198

H ₂ O	1,458.70	18	81.04	3.672
Ash	344.78	60	5.75	0.260
Total			2,207.20	100

Massa komponen = % massa komponen x massa Bambu <1>

$$\text{Mol} = \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \quad <2>$$

$$\% \text{Mol} = \frac{\text{Mol}}{\text{Mol total}} \times 100\% \quad <3>$$

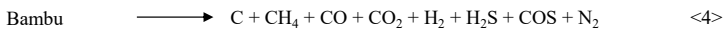
Jadi rumus empiris dari bambu di Bali adalah:

Bambu = $\text{C}_{30.25}\text{H}_{45.45}\text{O}_{20.16}\text{N}_{0.2}\text{S}_{0.01} \cdot 3.67\text{H}_2\text{O} \cdot 0.26\text{Ash}$

BM = 815.9025384 **kg/kgmol**

Jenis-jenis reaksi yang terjadi pada *Gasifier* dibagi menjadi dua zona, yaitu:

1. Zona Devolatilisasi

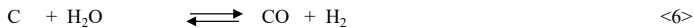


2 Zona Gasifikasi

a) Reaksi Boudouard



b) Reaksi Water Gas



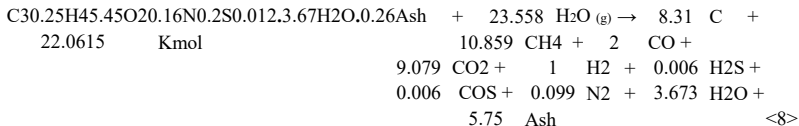
c) Reaksi Metanasi



Sumber : *Gasification by Christopher Higman and Martin V.*

Zona Devolatilisasi

Reaksi 1



Contoh perhitungan stoikiometri reaksi 1:

$$\begin{aligned} \text{mol C keluar} &= \text{mol Bambu masuk} \times \text{koefisien C produk} \\ &= 22.0615 \text{ kmol} \times 9.31 = 205.32 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Tabel A.3 Komposisi Gas Keluaran Zona Devolatilisasi

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Massa	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Bambu	0.0407	22.0615	18,009			
Steam	0.9593	520	9,355			
C				0.141	183.26	2199.08
CH ₄				0.185	239.56	3832.88
CO				0.034	44.12	1235.44
CO ₂				0.154	200.29	8812.63
H ₂				0.017	22.06	44.12

H ₂ S				0.0001	0.13	4.35
COS				0.0001	0.13	7.68
N ₂				0.002	2.19	61.20
H ₂ O				0.463	600.76	10813.61
Ash				0.004	5.75	344.78
Tar				0.000	0.11	8.60
Total	1.0	541.7859	27364	1	1298.23	27364

Zona Gasifikasi

Reaksi di zona ini merupakan reaksi dibawah equilibriumnya dengan mol C dari bambu + recycle.

Reaksi 2

2)		C	+	CO ₂	↔	2 CO	
awal		211.72		200.29		44.12	
reaksi	86%	182.39		182.39		364.77	
sisa		29.34		17.90		408.89	kgmol/hr

Reaksi 3

3)		C	+	H ₂ O	↔	CO	+	H ₂	
awal		211.72		600.76		44.12		22.06	
reaksi	60%	127.034		127.03		127.03		127.03	
sisa		84.69		473.72		171.16		149.1	

Reaksi 5

5)		C	+	2H ₂	↔	CH ₄	
awal		211.72		22.1		239.56	
reaksi	-68%	-162.9		-325.8		-162.9	
sisa		374.62		347.9		76.66	

Contoh perhitungan hasil reaksi zona Gasifikasi

$$\begin{aligned} \text{mol C keluar} &= \text{mol C masuk} - \text{bereaksi di reaksi 1} - \text{bereaksi di reaksi 2} - \text{bereaksi di reaksi 3} \\ &= 211.72 - 182.4 - 127 - -162.9 = 65.20 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Tabel A.4 Komposisi Zat Keluar Zona Gasifikasi

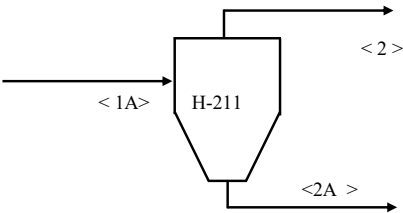
Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
C	0.1596	211.72	2540.68	0.0395	65.20	782.42
CH ₄	0.1806	239.56	3832.88	0.0464	76.66	1226.52
CO	0.0333	44.12	1235.44	0.3243	535.93	15005.97
CO ₂	0.1510	200.29	8812.63	0.0108	17.90	787.68
H ₂	0.0166	22.06	44.12	0.2874	474.89	949.78
H ₂ S	0.0001	0.13	4.35	0.0001	0.13	4.35
COS	0.0001	0.13	7.68	0.0001	0.13	7.68
N ₂	0.0016	2.19	61.20	0.0013	2.19	61.20
H ₂ O	0.4528	600.76	10813.61	0.2867	473.72	8527.00

Ash	0.0043	5.75	344.78	0.0035	5.75	344.78
Tar	0.0001	0.11	8.60	0.0001	0.11	8.6
Total	1.000	1326.80	27705.97	1.00	1652.60	27705.97

Tabel A.5 Neraca Massa Gasifier

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <1>		aliran <61>	
Bambu	18,008.60	C	782.42
Total	18,008.60	CH4	1,226.52
		CO	15,005.97
<i>Superheated Steam Stream</i>		CO2	787.68
Steam	9,355.77	H2	949.78
Subtotal	9,355.77	H2S	4.35
		COS	7.68
<i>Recycle Stream</i>		N2	61.20
C	341.60	H2O	8,527.00
Subtotal	341.60	Ash	344.78
		Tar	8.60
		Subtotal	27,705.97
Total Masuk	27,705.97	Total Keluar	27,705.97

2. Cyclone (H-211)



Effisiensi pemisahan alat cyclone dalam cyclone

Contoh perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{C keluar di arus (6B)} &= \text{C masuk} \times \text{efisiensi pemisahan alat} = 15,005.97 \times 90\% \\ &= 704.18 \text{ kg} \end{aligned}$$

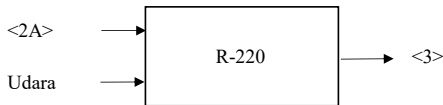
Komponen lain selain karbon dan tar, asumsi 100% terpisah.

Tabel A.6 Neraca Massa Cyclone

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2A>		aliran <2A>	
C	782.42	Ash	310.30
CO	15,005.97	C	704.18
CO ₂	787.68	Subtotal	1,014.47
H ₂	949.78		
H ₂ S	4.35	aliran <2>	

CH ₄	1,226.52	C	78.24
COS	7.68	CO	15,005.97
N ₂	61.20	CO ₂	787.68
Ash	344.78	H ₂	949.78
H ₂ O	8,527.00	H ₂ S	4.35
Tar	8.6	CH ₄	1,226.52
Subtotal	27,705.97	COS	7.68
		N ₂	61.20
		Ash	34.48
		Tar	8.6
		H ₂ O	8,527.00
		Subtotal	26,691.50
Total Masuk	27,705.97	Total Keluar	27,705.97

3. Combustor (R-220)



Combustor (R-220) digunakan untuk membakar karbon yang belum bereaksi serta menyuplai panas yang dibutuhkan Gasifier (R-210) dikarenakan reaksi pada Gasifier bersifat endotermis.

Pembakaran menggunakan udara kering dengan asumsi 79% N₂ dan 21% O₂.

Asumsi tidak ada CO pada *flue gas*

Contoh perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{mol C keluar} &= \text{mol C masuk} \times (1 - \text{konversi reaksi 5}) \\ &= 58.68 \times (1 - 45\%) = 32.27 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Zona Pembakaran

Reaksi 5

5)	C	+	O ₂	→	CO ₂
awal	58.68		76.42		
reaksi 45%	26.41		26.41		26.41
sisa	32.27		50.01		26.41 kgmol/hr

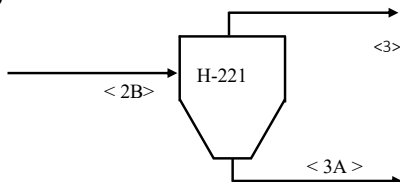
Tabel A.7 Komposisi Gas Keluar Zona Pembakaran

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
C	0.4344	58.68	704.18	0.2969	32.27	387.30
O ₂	0.5656	76.42	2445.39	0.4601	50.01	1600.38
CO ₂	0.0000	0.00	0.00	0.2429	26.41	1161.89
Total	1.000	135.10	3149.57	1.00	108.69	3149.57

Tabel A.8 Neraca Massa Combustor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2A>		aliran <3>	
C	704.18	C	387.30
Ash	310.30	CO ₂	1161.89
Total	1,014.47	Udara (O ₂)	1600.38
aliran <26>		Udara (N ₂)	9199.33
Udara	11,644.72	Ash	310.30
Total	11,644.72	Total	12659.19
Total Masuk	12659.19	Total Keluar	12659.19

4. Cyclone (H-221)

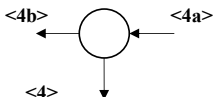


Effisiensi pemisahan alat cyclone 90.0% yaitu dari massa padatan yang masuk kedalam cyclone
 Hasil Perhitungan *cyclone* dapat dilihat pada Tabel A.10

Tabel A.9 Neraca Massa Cyclone

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2B>		aliran <3>	
C	387.30	C	38.73
CO ₂	1,161.89	CO ₂	1,161.89
O ₂	2,445.39	O ₂	2,445.39
N ₂	9,199.33	N ₂	9,199.33
Ash	310.30	Ash	31.03
Subtotal	13,504.21	Subtotal	12,876.37
		aliran <3A>	
		C	348.57
		Ash	279.27
		Subtotal	627.84
Total Masuk	13,504.21	Total Keluar	13,504.21

5. Split point coarse ash removal



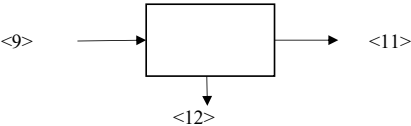
Effisiensi pemisahan ash pada mixing point **98%**
Tabel A.10 Neraca Massa Mixing Point

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <4A>		aliran <4B>	
C	348.57	C	341.60
Ash	279.27	Ash	5.59
Total	627.84	Total	347.18
		aliran <4>	
		C	6.97
		Ash	273.68
		Total	280.65
Total Masuk	627.84	Total Keluar	627.84

C akan terbawa bed untuk menghantarkan panas yang diperlukan gasifier, sehingga dapat dilakukan perhitungan *recycle* C secara *overall* sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{C masuk gasifier} &= \text{C recycle} + \text{C bambu} \\
 2540.68 &= 341.60 + \text{C bambu} \\
 2,199.08 &= \text{C bambu (kg)} \\
 183.26 &= \text{C bambu (mol)}
 \end{aligned}$$

6. Fabric Filer (H-213)



Efisiensi pemisahan fabric filter adalah 99% yaitu dari massa padatan yang masuk kedalam filter

Hasil Perhitungan filter dapat dilihat pada Tabel A.11

Tabel A.11 Neraca Massa Fabric Filter

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <9>		aliran <11>	
C	78.24	C	0.78
CO	15,005.97	CO	15,005.97
CO2	787.68	CO2	787.68
H2	949.78	H2	949.78
H2S	4.35	H2S	4.35
CH4	1,226.52	CH4	1,226.52
COS	7.68	COS	7.68
N2	61.20	N2	61.20
Ash	34.48	Ash	0.34
H2O	8,527.00	H2O	8,527.00
Tar	8.60	Tar	8.60
Subtotal	26,691.50	Subtotal	26,579.91
		aliran <12>	
		C	77.46

		Ash	34.13
		Subtotal	111.59
Total Masuk	26,691.50	Total Keluar	26,691.50

7. Reaktor COS Hydrolizer (R-230)



Produced Gas yang keluar dari Fabric Filter akan didinginkan terlebih dahulu.

Karena proses hidrolisa COS menjadi H₂S lebih baik pada suhu rendah sehingga konversi COS menjadi tinggi. Kondisi operasi reaktor COS 195 °C dan tekanan 29.9 bar.

Reaktor ini menggunakan katalis berbasis alumina yang bekerja optimum pada rentang suhu 170 - 205 °C

Reaksi 7 : $COS + H_2O \leftrightarrow H_2S + CO_2$

Nilai konversi pada reaksi 10 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan termodinamika. Properties yang dibutuhkan dapat dilihat dibawah ini

Tabel A.12. Properti komponen dalam COS Hydrolizer

	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	ΔH°_{f298}	ΔG°_{f298}
COS	34.3589	0.043	-0.00026	0.06333	-139000	-161220
H₂O	3.47	1.45		0.121	-241818	-228572
H₂S	3.931	1.49		-0.232	-20630	-33560
CO₂	5.457	1.045		-1.157	-393509	-394359
Δ	-28.4409	1.042		-1.57333	-33321	-38127

Data :

$$\begin{aligned}
 P &= 29.9 \text{ barg} \\
 T &= 195 \text{ }^\circ\text{C} = 468.15 \text{ K} \\
 T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K} \\
 \tau &\equiv \frac{T}{T_0} \\
 \tau &= 1.57018
 \end{aligned}$$

Perhitungan K :

$$\begin{aligned}
 \int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) &= -13.18118 \\
 \int (\Delta C_p^\circ / R) dT &= -4958.705 \\
 R &= 8.314 \\
 \Delta G^\circ / RT &= -7.910743 \\
 \ln K &= 7.910743 \\
 K &= 2726.417
 \end{aligned}$$

Menghitung nilai fugasitas dari masing-masing komponen. Karena nilai fugasitas

bergantung pada komposisi masing-masing zat maka hal tersebut akan mempersulit perhitungan nilai fugasitas. Oleh karena itu, nilai fugasitas masing-masing komponen dihitung pada saat kondisi dari masing-masing komponen murni. Perhitungan fugasitas dapat menggunakan persamaan (A.13) sampai dengan (A.17). Hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel A.14 .

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	T _r	P _r	ω	B ₀	B ₁	φ _i
COS	378.8	63.49	1.2359	0.4709	0.0048	-0.218	0.0683	0.9205
H ₂ O	406	112.8	1.1531	0.2651	0.345	-0.108	0.0444	0.9789
H ₂ S	373.2	89.63	1.2544	0.3336	0.224	0.0795	0.0726	1.0258
CO2	304	73.83	1.54	0.405	-0.22	-0.037	0.1109	0.984

Pada persamaan reaksi 9 dapat dilihat bahwa nilai $v_{CO}=-1$, $v_{H2O}=-1$, $v_{CO2}=1$, $v_{H2}=1$.Sehingga di dapatkan nilai $v=0$

Perhitungan jumlah zat yang bereaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (A.10) sampai dengan (A.12).

$$y_{COS} = \frac{0.13 - \varepsilon}{1652.6}$$

$$y_{H2O} = \frac{473.72 - \varepsilon}{1652.6}$$

$$y_{CO2} = \frac{17.9 + \varepsilon}{1652.6}$$

$$y_{H2S} = \frac{0.31 + \varepsilon}{1652.6}$$

nilai ε didapatkan dengan substitusi nilai φ, v, persamaan (A.18) sampai dengan (A.21) ke persamaan (A.10). Sehingga didapatkan persamaan seperti dibawah ini

$$\frac{y_{CO_2}\phi_{CO_2}y_{H_2S}\phi_{H_2S}}{y_{H_2O}\phi_{H_2O}y_{COS}\phi_{COS}} = K_{eq} \left(\frac{P}{P^o}\right)^{-0}$$

$$\frac{y_{CO_2}y_{H_2S}}{y_{H_2O}y_{COS}} = K_{eq} \frac{\phi_{H_2S}\phi_{CO_2}}{\phi_{COS}\phi_{H_2O}}$$

Reaksi ini adalah reaksi order satu terbatas terhadap COS (Tong et al, 1993) sehingga dari persamaan diatas didapatkan nilai ε sebesar 113.5648 kmol/h sehingga persamaan reaksi dapat ditulis seperti berikut

Reaksi 8

	COS	+	H ₂ O	→	CO ₂	+	H ₂ S
m	0.13		473.72		17.90		0.13
r	0.13		0.13		0.13		0.13
s	0.00		473.59		18.03		0.26

Nilai Konversi pada reaksi ini sebesar 99.97 %
Tabel neraca aliran masuk dan keluar reaktor COS dapat dilihat pada Tabel A.14.
Contoh perhitungan:
mol CO2 keluar = mol CO2 masuk x (konversi reaksi *mol COS)
= 17.90 x (99.97% * 0.13)= 18.03 kmol

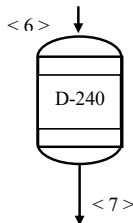
Tabel A.13 Komposisi Gas Keluar COS Hydrolizer

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO ₂	0.04	17.90	787.68	0.04	18.03	793.30
H ₂ S	0.00	0.13	4.35	0.00	0.26	8.70
COS	0.00	0.13	7.68	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.96	473.72	8527.00	0.96	473.59	8524.70
Total	1.00	491.88	9326.70	1.00	491.88	9326.70

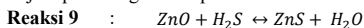
Tabel A.14 Neraca Massa COS Hydrolizer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <5>		aliran <6>	
C	0.78	C	0.78
CO	15,005.97	CO	15,005.97
CO ₂	787.68	CO ₂	793.30
H ₂	949.78	H ₂	949.78
H ₂ S	4.35	H ₂ S	8.70
CH ₄	1,226.52	CH ₄	1,226.52
COS	7.68	COS	0.00
N ₂	61.20	N ₂	61.20
Ash	0.34	Ash	0.34
H ₂ O	8,527.00	H ₂ O	8,524.70
Tar	8.60	Tar	8.60
Total Masuk	26,579.91	Total Keluar	26,579.91

8. Tangki Desulphurizer (D-240)



Syngas yang telah melewati reaktor COS selanjutnya dipanaskan terlebih dahulu di Heater (E-241). untuk menyerap kandungan H₂S. Proses penyerapan ini sangat baik pada suhu tinggi. Padatan ZnO yang digunakan memiliki merk dagang BASF-12. Tangki Desulphurizer beroperasi pada temperatur 390 C dengan tekanan 30 bar. Persamaan reaksi 9 merupakan reaksi yang terjadi pada tangki desulphurizer.



H₂S In = 327.419633 ppmw

Kandungan H₂S keluar dari tangki desulphurizer diharapkan kurang lebih sama dengan 1 ppmw. Diasumsikan bahwa zat selain H₂S merupakan inert. Komposisi

feed masuk tangki desulphurizer dapat dilihat pada **Tabel A.20**.

$$1 \text{ ppmw } H_2S \text{ out} = \frac{\text{Massa } H_2S \text{ out}}{\text{Massa } H_2S \text{ out} + \text{Total Massa Inert}}$$

$$\text{Total Massa Inert} = \text{Total Massa Aliran Masuk} - \text{Massa } H_2S \text{ Masuk}$$

$$\text{Total Massa Inert} = 22944.37 - 8.698$$

$$\text{Total Massa Inert} = 26571.21 \quad \text{kg/h}$$

$$\text{Massa } H_2S \text{ out} = x$$

$$1 \text{ ppmw } H_2S = 0.000001 = \frac{x}{485740.29 + x}$$

$$x = 0.0266 \quad \text{kg/h}$$

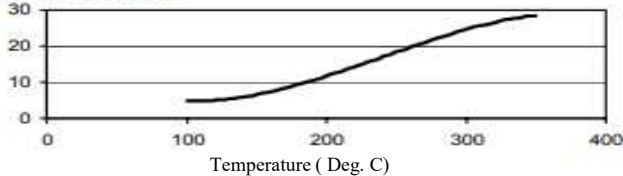
$$\text{Massa } H_2S \text{ terserap} = \text{Massa } H_2S \text{ Masuk} - \text{Massa } H_2S \text{ Keluar}$$

$$\text{Massa } H_2S \text{ terserap} = 8.698 - 0.0229$$

$$\text{Massa } H_2S \text{ terserap} = 8.673 \quad \text{kg/h}$$

Menghitung kebutuhan ZnO untuk menyerap kandungan H_2S pada aliran syngas

Lbs S per 100 lbs R5-12



Gambar A.1 Hubungan Jumlah S dengan temperatur pada adsorben R5-12

(BASF R5-12 Data Sheet)

Kondisi tangki desulfurisasi pada temperatur 390°C. Pada **Gambar A.1** dapat dilihat nilai Lbs S per 100 lbs R5-12 sebesar 30 Lbs S/ 100 Lbs R5-12 atau 13,6078 kg S/ 45.3592 kg R5-12.

$$\text{mol } H_2S \text{ terserap} = \frac{\text{Massa } H_2S \text{ Terserap}}{BM \text{ } H_2S}$$

$$\text{mol } H_2S \text{ terserap} = 0.254 \quad \text{kmol/h}$$

$$\text{mol } S \text{ terserap} = \frac{\text{Koefisien stoikiometri } S}{\text{Koefisien stoikiometri } H_2S} \times \text{mol } H_2S \text{ terserap}$$

$$\text{mol } S \text{ terserap} = 0.254344267 \quad \text{kmol S/h}$$

$$\text{Massa } S \text{ terserap} = \text{mol } S \text{ terserap} \times BM \text{ } S$$

$$\text{Massa } S \text{ terserap} = 8.139016531 \quad \text{kg S/h}$$

$$\text{Massa R5-12} = 27.1303741 \quad \text{kg}$$

$$= 0.333297 \quad \text{kmol}$$

$$\text{Waktu operasi} = 330 \quad \text{hari}$$

$$\text{Massa R5-12 yang dibutuhkan untuk 330 hari beroperasi} = 214,872.56 \quad \text{kg}$$

Reaksi 10

10)	H_2S	+	ZnO	\rightarrow	ZnS	+	H_2O
awal	0.256		0.333				473.594
reaksi	0.254		0.254		0.254		0.254
sisa	0.002		0.079		0.254		473.849

Maka, dapat dihitung jumlah mol hasil dari reaktor desulphurizer sebagai berikut :

Tabel A.16 Jumlah Mol Reaksi Desulfurizer

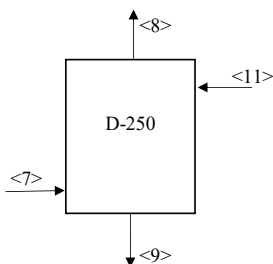
Komponen	Masuk	Konsumsi	Generasi	Keluar	Fraksi
ZnO	0.333	0.254		0.079	0.0002
H ₂ S	0.256	0.254		0.002	0.0000
ZnS	0.000		0.254	0.254	0.0005
H ₂ O	473.594		0.254	473.849	0.9993
Total	474.184	0.509	0.509	474.184	1

Neraca massa dari reaktor desulphurizer tank dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel A.17 Neraca Massa Desulphurizer Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <6>		aliran <7>	
C	0.78	C	0.78242
CO	15,005.97	CO	15,005.97101
CO ₂	793.30	CO ₂	793.30402
H ₂	949.78	H ₂	949.78117
H ₂ S	8.70	H ₂ S	0.02657
CH ₄	1,226.52	CH ₄	1,226.52310
N ₂	61.20	N ₂	61.20000
H ₂ O	8,524.70	H ₂ O	8,529.27689
Ash	0.34	Ash	0.34478
Tar	8.60	Tar	8.60000
Subtotal	26,570.52	Subtotal	26,566.42752
<i>Packed Bed</i>		<i>Packed Bed</i>	
ZnO	27.13	ZnS	24.79195
		ZnO	6.42675
Subtotal	27.1	Subtotal	31.21870
Total Masuk	26,597.7	Total Keluar	26,597.64623

10. Tar Scrubber (D-250)



Produced gas dibersihkan dari tar oleh air dengan efisiensi 98%
 Kelarutan tar dalam air = 1770 mg/L (Vechionne et al, 2016) = 1.77 kg/m3

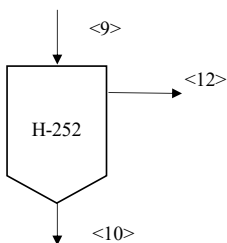
Flowrate tar = 8.60 kg

Volume minimal air yang dibutuhkan = $\frac{8.6 * 0.98 \text{ kg tar}}{1.77 \text{ kg / m}^3 \text{ air}}$ = 4.76 m³ air
 Density water = 990.22 kg/m³
 Massa air yang dibutuhkan = 4715.0 kg air
 Maka neraca massa Tar Scrubber adalah sebagai berikut.

Tabel A.18 Neraca Massa Tar Scrubber

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <7>		aliran <8>	
C	0.78	C	0.78241846
CO	15,005.97	CO	15,005.97100572
CO ₂	793.30	CO ₂	793.30401562
H ₂	949.78	H ₂	949.78116731
H ₂ S	0.03	H ₂ S	0.02657123
CH ₄	1,226.52	CH ₄	1,226.52309768
N ₂	61.20	N ₂	61.20000000
H ₂ O	8,529.28	H ₂ O	8,529.27689064
Ash	0.34	Ash	0.00689551
Tar	8.60	Tar	0.17200000
Subtotal	26,575.81	Subtotal	26,567.04
aliran <11>		aliran <9>	
H ₂ O	4,715.01	H ₂ O	4,715.01
Subtotal	4,715.01	Tar	8.43
		Ash	0.34
		Subtotal	4,723.78
Total Masuk	31,290.82	Total Keluar	31,290.82

11. Decanter (H-252)



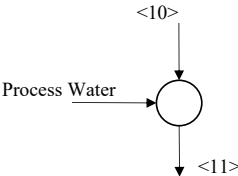
Decanter yang digunakan dapat memisahkan air dari tar, dimana air (fluida berat) akan turun ke aliran <19> sementara tar menuju aliran <26>

Tabel A.19 Neraca Massa Decanter

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <9>		aliran <10>	
H ₂ O	4,715.01	H ₂ O	4,243.51

Tar	8.43	Total	4,243.51
Ash	0.34	aliran <12>	
Total	4,723.78	Tar	8.43
		Ash	0.34
		H ₂ O	471.50
		Total	480.27
Total Masuk	4,723.78	Total Keluar	4,723.78

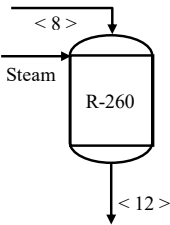
12. Mixing Point Make-up Water



Tabel A.20 Neraca Massa Mixing Point Make-Up Water

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <10>		aliran <11>	
H ₂ O	4,243.51	H ₂ O	4,715.01
Subtotal	4,243.51	Subtotal	4,715.01
<i>Process Water Stream</i>			
H ₂ O	471.50		
Subtotal	471.50		
Total Masuk	4,715.01	Total Keluar	4,715.01

13. Reaktor Water Gas Shift (R-260)



Raw Syngas yang telah dihilangkan kandungan ash nya kemudian masuk ke dalam reaktor Water Gas Shift (WGS) untuk mengubah gas CO menjadi H₂ sehingga hasil keluar dari reaktor akan kaya dengan gas hidrogen.

Reaksi 11: $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$

Nilai konversi pada reaksi diatas dapat dicari dengan persamaan:

$$\Delta A = A_{produk} - A_{reaktan}$$

$$\Delta B = B_{produk} - B_{reaktan}$$

$$\Delta C = C_{produk} - C_{reaktan}$$

$$\Delta D = D_{produk} - D_{reaktan}$$

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$IDCPH = \int \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT = \Delta AT_o(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_o^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_o^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_o} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right)$$

$$IDCPS = \int \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_o + \left(\Delta C T_o^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_o^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\frac{\Delta G^o}{RT} = \frac{\Delta G_{f\,298} - \Delta H_{f\,298}}{RT_o} + \frac{\Delta H_{f\,298}}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT - \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T}$$

$$K_{eq} = e^{-\frac{\Delta G^o}{RT}}$$

$$v = \sum v_{produk} - \sum v_{reaktan}$$

$$y_i = \frac{n_{oi} + \varepsilon v_i}{n_o + \varepsilon v}$$

$$\Pi(y_i \phi_i)^{v_i} = K_{eq} \left(\frac{P}{p^o} \right)^{-v}$$

$$T_{ri} = \frac{T}{T_{ci}}$$

$$P_{ri} = \frac{P}{P_{ci}}$$

$$\phi_i = \exp \left(\frac{P_{ri}}{T_{ri}} (B^0 + \omega B^1) \right)$$

$$B_i^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_{ri}^{1.6}}$$

$$B_i^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_{ri}^{4.2}}$$

Menurut Van Ness (2014), didapatkan properti untuk CO, H₂O, CO₂, dan H₂ dari Appendix B dan C dibawah ini

	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	ΔH ^o _{f298}	ΔG ^o _{f298}
CO	3.376	0.557		-0.031	-110525	-137169
H₂O	3.47	1.45		0.121	-241818	-228572
H₂	3.249	0.442		0.083		
CO2	5.457	1.045		-1.157	-393509	-394359
Δ	1.86	-0.52		-1.164	-41166	-28618

$$\begin{aligned} \text{Data :} \quad P &= 28.18675 \text{ bar} \\ T &= 320 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 593.15 \text{ K} \\ T_0 &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 3.89619$$

Perhitungan K :

$$\begin{aligned} \int (\Delta C_p^o / R) (dT / T) &= 1.468993 \\ \int (\Delta C_p^o / R) dT &= 988.1651 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= 8.314 \\
 \Delta G^\circ/RT &= 0.18136 \\
 \ln K &= -0.18136 \\
 K &= 0.834135
 \end{aligned}$$

Menghitung nilai fugasitas dari masing-masing komponen. Karena nilai fugasitas bergantung pada kom masing-masing zat maka hal tersebut akan mempersulit perhitungan nilai fugasitas. Oleh karena itu, nilai fugasitas masing-masing komponen dihitung pada saat kondisi dari masing-masing komponen mu Perhitungan fugasitas dapat menggunakan persamaan (A.13) sampai dengan (A.17).

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	Tr	P _r	ω	B ₀	B ₁	φ _i
CO	133	34.99	4.46	0.806	0.0048	0.044	0.139	1.008
H ₂ O	406	112.8	1.461	0.25	0.345	-0.11	0.104	0.988
H ₂	33.2	13.13	17.87	2.147	0.224	0.08	0.139	1.013
CO ₂	304	73.83	1.951	0.382	-0.22	-0.04	0.129	0.987

Pada persamaan reaksi 11 dapat dilihat bahwa nilai $v_{CO} = -1$, $v_{H_2O} = -1$, $v_{CO_2} = 1$, $v_{H_2} = 1$. Sehingga di dapatkan nilai $v = 0$. Jumlah steam yang masuk kedalam reaktor dapat dihitung dengan neraca panas. Dari perhitungan tersebut didapatkan mol steam sebesar 55.6 kmol/h. Perhitungan jumlah Zat yang bereaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (A.10) sampai dengan (A.12)

$$\begin{aligned}
 y_{CO} &= \frac{190.2 - \varepsilon}{22931.65} \\
 y_{H_2O} &= \frac{228.62 + 1000 - \varepsilon}{22931.65} \\
 y_{CO_2} &= \frac{190.02 + \varepsilon}{22931.65} \\
 y_{H_2} &= \frac{202.49 + \varepsilon}{22931.65}
 \end{aligned}$$

nilai ε didapatkan dengan substitusi nilai φ, v, persamaan (A.18) sampai dengan (A.21) ke persamaan (A.10). Sehingga didapatkan persamaan seperti dibawah ini

$$\begin{aligned}
 \frac{y_{CO_2} \phi_{CO_2} y_{H_2} \phi_{H_2}}{y_{H_2O} \phi_{H_2O} y_{CO} \phi_{CO}} &= K_{eq} \left(\frac{P}{P^\circ} \right)^{-0} \\
 \frac{y_{CO_2} y_{H_2}}{y_{H_2O} y_{CO}} &= K_{eq} \frac{\phi_{H_2O} \phi_{CO}}{\phi_{CO_2} \phi_{H_2}}
 \end{aligned}$$

dari persamaan diatas didapatkan nilai ε sebesar 276.00268 kmol/h sehingga persamaan reaksi dapat ditulis seperti berikut

	CO	+	H ₂ O	→	CO ₂	+	H ₂
m	535.93		529.40		18.03		474.89
r	276.002681		276.002681		276.002681		276.002681
s	259.92		253.40		294.03		750.89

Nilai Konversi pada reaksi ini sebesar 51.5 %
 Diharapkan perbandingan mol H₂ keluar dan mol CO keluar reaktor WGS kurang lebih 3:1. Sehingga perlu di cek perbandingan mol CO dan H₂ yang keluar

$$\frac{\text{mol H}_2}{\text{mol CO}} = 3 \text{ sesuai dengan spek untuk pembuatan metanol}$$

Contoh perhitungan:
 mol CO keluar = mol CO masuk x (1 - konversi reaksi)

$$= 535.93 \times (1 - 52\%) = 259.92 \text{ kmol}$$

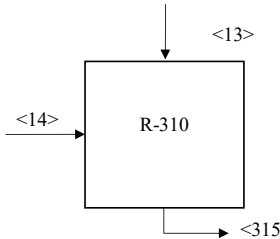
Tabel A.21 Komposisi Gas Keluar Reaktor Water Gas Shift

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0.344	535.928	15005.971	0.17	259.92	7277.90
CO ₂	0.012	18.030	793.304	0.19	294.03	12937.42
H ₂	0.305	474.891	949.781	0.48	750.89	1501.79
H ₂ O	0.340	529.404	9529.277	0.16	253.40	4561.23
Total	1.000	1558.252	26278.333	1.00	1558.25	26278.33

Tabel A.22 Neraca Massa Reaktor Water Gas Shift

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <8>		aliran <12>	
C	0.78241846	C	0.78
CO	15,005.97100572	CO	7,277.90
CO ₂	793.30401562	CO ₂	12,937.42
H ₂	949.78116731	H ₂	1,501.79
H ₂ S	0.02657123	H ₂ S	0.03
CH ₄	1,226.52309768	CH ₄	1,226.52
N ₂	61.20000000	N ₂	61.20
H ₂ O	8,529.27689064	H ₂ O	4,561.23
Ash	0.00689551	Ash	0.01
Tar	0.17200000	Tar	0.17
Subtotal	26,567.0	Subtotal	27,567.0
<i>Saturated Steam Stream</i>			
H ₂ O	1000.00		
Subtotal	1000.00		
Total Masuk	27,567.0	Total Keluar	27,567.0

13. Reaktor Sintesa Metanol (R-310)



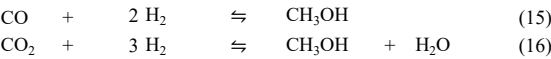
- Keterangan
- <13> = Aliran syngas (panas) masuk reaktor
 - <14> = Aliran syngas (*quench*) masuk reaktor
 - <5> = Aliran metanol keluar reaktor

Fungsi : Tempat terjadinya pembentukan metanol
Katalis yang digunakan adalah Cu/ZnO/Al2O3 = 6:3:1

Kondisi Operasi :

Suhu :	220	Celcius	=	493.15	Kelvin
Suhu Referensi :	25	Celcius	=	298.15	Kelvin
Tekanan :	50	Bar	=	5000	KPa

Reaksi utama yang terjadi pada reaktor (Reaksi samping diabaikan) :



Berdasarkan Reubroycharoen et al (2004), konversi reaksi di atas pada kondisi operasi tersebut ialah:

	1 CO	+	2 H ₂	⇌	1 CH ₃ OH
M	259.925		750.893		0.000
R	256.207929		512.41586		256.20793
S	3.71692543		238.47741		256.20793

Maka dari persamaan reaksi di atas, nilai konversi dari reaksi 1 adalah sebesar 98.6 %

	1 CO ₂	+	3 H ₂	⇌	1 CH ₃ OH	+	1 H ₂ O
M	294.0		750.9		0.000		253.40
R	27.9		83.8		27.933		27.93
S	266.1		667.1		27.933		281.33

Maka dari persamaan reaksi di atas, konversi dari reaksi 2 adalah sebesar : 9.5 %

Maka, dapat dihitung jumlah mol hasil dari reaktor sintesis metanol sebagai berikut :

Tabel A.23 Neraca Mol Reaktor Sintesa Metanol (R-310)

Komponen	Masuk	Konsumsi	Generasi	Keluar	Fraksi
H ₂	750.893	596.215	0	154.678	0.144745
CO	259.925	256.2079295	0	3.717	0.003478
CO ₂	294.032	27.933	0	266.099	0.249012
H ₂ O	253.402	0	27.933	281.335	0.263269
N ₂	2.185	0	0	2.185	0.002044
CH ₃ OH	0.000	0	284.141	284.141	0.265895
CH ₄	76.467	0	0	76.467	0.071556

H2S	0.001	0	0	0.001	7.29E-07
Total	1636.904	880.356	312.074	1068.622	1

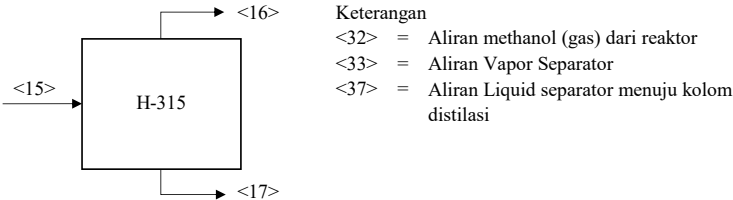
Berdasarkan persamaan reaksi, maka dapat diperoleh massa dari tiap komponen yang keluar dari reaktor sintesis metanol.

Neraca massa dari reaktor sintesis metanol dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel A.24 Neraca Massa Reaktor Sintesa Metanol (R-310)

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran <13> dan <14>		Aliran <15>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
C	0.0000284	0.7824185	0.0000284	0.78
CO	0.2640071	7277.8959378	0.0037766	104.11
CO ₂	0.4693076	12937.4219795	0.4248198	11711.03
H ₂	0.0544776	1501.7865293	0.0112220	309.36
CH ₃ OH	0.0000000	0.0000000	0.3298326	9092.51
CH ₄	0.0444924	1226.5230977	0.0443947	1223.83
N ₂	0.0022200	61.2000000	0.0022200	61.20
H ₂ O	0.1654595	4561.2286327	0.1836984	5064.02
H ₂ S	0.0000010	0.0265712	0.0000010	0.03
Ash	0.0000003	0.0068955	0.0000003	0.01
Tar	0.0000062	0.1720000	0.0000062	0.17
Total	1.0000	27567.04	1.00	27567.05

14. Methanol Separator (H-315)



Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara fase liquid dan gas pada aliran keluaran reaktor.

Kondisi Operasi :

Suhu : 55 Celcius
Tekanan : 10 Bar = 7500.62 mmHg

Untuk menghitung jumlah vapor dan liquid, digunakan persamaan sebagai berikut :

$$F = L + V$$

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)}$$

$$x_i = \frac{z_i}{1 + V(K_i - 1)}$$

$$y_i = K_i x_i$$

$$K_i = \frac{p_i^{sat}}{P}$$

$$\log p^{sat} (\text{mmHg}) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}\text{C}) + c)}$$

Nilai konstanta Antoine a,b, dan c untuk perhitungan Psat dapat dilihat pada Tabel A.1.
Untuk perhitungan flash drum keseluruhan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel A.25 Hasil Perhitungan *Methanol Separator*

Komponen	Mol	Fraksi	Massa	Fraksi	Ki	yi	xi
C	0.0652	0.0001	0.78	0.0000	0.000	0.00000	0.0001
H ₂	153.46	0.1438	309.36	0.0112	107.165	0.30871	0.0029
CO	3.7169	0.0035	104.11	0.0038	86.464	0.00746	0.0001
CO ₂	266.1	0.2494	11711.03	0.4248	11.931	0.49283	0.0413
H ₂ O	281.1	0.2634	5064.02	0.1837	0.016	0.00760	0.4821
N ₂	2.1847	0.0020	61.20	0.0022	0.089	0.00031	0.0035
CH ₃ OH	284.14	0.2663	9092.51	0.3298	0.068	0.03191	0.4666
CH ₄	76.299	0.0715	1223.83	0.0444	43.093	0.15106	0.0035
H ₂ S	0.0008	0.0000	0.03	0.0000	2.624	0.00000	0.0000
Tar	0.00	0.0000	0.17	0.0000	0.000	0.00000	0.0000
Ash	0.00	0.0000	0.01	0.0000	0.041	0.00000	0.0000
Total	1067	1.0000	27567.05	1		1.000	1.000

Kemudian dilakukan *trial* nilai V dengan menggunakan *goal seek*, dan diperoleh hasil berikut :

$$\begin{aligned} \text{Fraksi V : } & 0.46082 \\ \text{V : } & 491.7 \quad \text{kmol/h} \\ \text{Fraksi L : } & 0.53918 \\ \text{L : } & 575.3 \quad \text{kmol/h} \end{aligned}$$

Sehingga dapat diperoleh komposisi bottom dan top sebagai berikut :

Tabel A.26 Komposisi Aliran Vapor dan *Liquid* Produk *Methanol Separator*

Komponen	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>	
	Fraksi Mol	Mol (kmol/h)	Fraksi Mol	Mol (kmol/h)
C	0.0000	0.0000	0.0001	0.0652
H ₂	0.3088	151.8023	0.0029	1.6574
CO	0.0075	3.6673	0.0001	0.0496
CO ₂	0.4929	242.3342	0.0413	23.7651
H ₂ O	0.0076	3.7348	0.4821	277.3612
N ₂	0.0003	0.1544	0.0035	2.0303
CH ₃ OH	0.0319	15.6909	0.4666	268.4501
CH ₄	0.1511	74.2817	0.0035	2.0169
H ₂ S	0.0000	0.0005	0.0000	0.0002

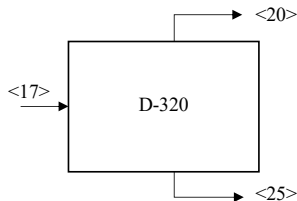
Ash	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Tar	0.0000	0.0000	0.0000	0.0022
Total	1.0000	491.6661	1.0000	575.3309
Total			1067	kmol/h

Sehingga dapat diperoleh neraca massa sebagai berikut :

Tabel A.27 Neraca Massa *Methanol Separator*

Masuk			Keluar		
Aliran <15>			Aliran <16>		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
C	0.0000284	0.78	C	0.0000000	0.00
H ₂	0.0112220	309.36	H ₂	0.0238316	306.02
CO	0.0037766	104.11	CO	0.0079996	102.72
CO ₂	0.4248198	11711.03	CO ₂	0.8305697	10665.13
H ₂ O	0.1836984	5064.02	H ₂ O	0.0052398	67.28
N ₂	0.0022200	61.20	N ₂	0.0003368	4.32
CH ₃ OH	0.3298326	9092.51	CH ₃ OH	0.0392251	503.68
CH ₄	0.0443947	1223.83	CH ₄	0.0927890	1191.48
H ₂ S	0.0000010	0.03	H ₂ S	0.0000014	0.02
Ash	0.0000062	0.17	Ash	0.0000067	0.09
Tar	0.0000003	0.01	Tar	0.0000003	0.00
Subtotal	1.00	27567.05	Subtotal	1.00	12840.74
			Aliran <17>		
			Komponen	Fraksi	Massa
			C	0.000053	0.78
			H ₂	0.000227	3.34
			CO	0.000094	1.39
			CO ₂	0.071023	1045.90
			H ₂ O	0.339307	4996.74
			N ₂	0.003862	56.88
			CH ₃ OH	0.583230	8588.83
			CH ₄	0.002197	32.35
			H ₂ S	0.000001	0.01
			Ash	0.000006	0.09
			Tar	0.000000	0.00
			Subtotal	1.000000	14726.31
Total Masuk		27567.05	Total Keluar		27567.05

15. Kolom Distilasi CO₂-Methanol (D-320)



Keterangan

<17> = Aliran methanol (gas) dari separator

<20> = Aliran *Top Product* keluar kolom

<25> = Aliran *bottom product* keluar kolom

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan impuritis yang berupa gas ringan.

Tabel A.28 Komposisi Aliran Gas Masuk CO₂-Methanol Distillation Column

Komponen	BM	Fraksi Mol	Flowrate (kmol/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
C	12.00	0.00	0.07	0.00	0.7824185
H ₂	2.02	0.00	1.66	0.00	3.3411382
CO	28.01	0.00	0.05	0.00	1.3900477
CO ₂	44.01	0.04	23.77	0.07	1045.9018137
H ₂ O	18.02	0.48	277.36	0.34	4996.7404386
N ₂	28.01	0.00	2.03	0.00	56.8754063
CH ₃ OH	32.04	0.47	268.05	0.58	8588.8334521
CH ₄	16.04	0.00	2.02	0.00	32.3508891
H ₂ S	34.10	0.00	0.00	0.00	0.0081949
Ash	60.00	0.00	0.00	0.00	0.0860000
Tar	78.11	0.00	0.00	0.00	0.0034478
Total		1.00	574.93	1.00	14726.3132467

Asumsi:

99% recovery dari LK pada produk atas

LK : CO₂

99% recovery dari HK pada produk bawah

HK : Metanol

Tekanan input = 5 bar = 4500.37 mmHg

Tekanan atas = 4 bar = 3750.31 mmHg

Tekanan bawah = 5 bar = 4500.37 mmHg

Suhu top: 52 Celcius

Suhu bot: 132 Celcius

Suhu rata-rata: 92.10898 Celcius

Tekanan: 4.500 bar = 3750.31 mmHg

i. Perhitungan Relative Volatility Tiap Komponen

Perhitungan tekanan jenuh tiap zat adalah sebagai berikut:

$$\log P^{sat} (\text{mmHg}) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}\text{C}) + c)}$$

Keterangan :

P_{sat} = Tekanan jenuh (mmHg)

a/b/c = Konstanta Antoine

$$z_i = \frac{n_i}{n_{total}}$$

Keterangan :

z_i = fraksi mol zat i

n_i = mol zat i

n_{total} = total mol

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j}$$

Keterangan :

α_{ij} = Relative Volatility terhadap *heavy key*

y_j = Fraksi gas zat terberat

x_j = Fraksi liquid zat terberat

Tabel A.29 Hasil Perhitungan α CO₂-Methanol Distillation Column Top Product

Komponen	Mol	Fraksi Mol (z_i)	Massa	Fraksi Massa	Ki	α_{ij}
C	0.07	0.00	0.78	0.00	0.00	0.00
H ₂	1.66	0.00	3.34	0.00	213.32	1755.22
CO	0.05	0.00	1.39	0.00	169.80	1397.13
CO ₂	23.77	0.04	1045.90	0.07	22.65	186.37
H ₂ O	277.36	0.48	4996.74	0.34	0.03	0.23
N ₂	2.03	0.00	56.88	0.00	0.18	1.44
CH ₃ OH	268.05	0.47	8588.83	0.58	0.12	1.00
CH ₄	2.02	0.00	32.35	0.00	83.94	690.66
H ₂ S	0.00	0.00	0.01	0.00	4.96	40.78
Ash	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00	0.09	0.00	0.07	0.60
Total	575.00	1.00	14726.32	1.00		

Tabel A.30 Hasil Perhitungan α CO₂-Methanol Distillation Column Bottom Product

Komponen	Ki	α_{ij}
C	0.00	0.00
H ₂	198.46	133.59
CO	215.97	145.38
CO ₂	63.27	42.59
H ₂ O	0.48	0.32
N ₂	0.21	0.14
CH ₃ OH	1.49	1.00
CH ₄	129.11	86.91
H ₂ S	15.30	10.30
Ash	0.00	0.00
Tar	0.70	0.47

ii. Perhitungan Jumlah Stage Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{d_i}{d_j} \frac{b_j}{b_i} \right]}{\log [\alpha_m]}$$

$$\alpha_m = \sqrt{\left(\alpha_{ij}\right)_{atas} \left(\alpha_{ij}\right)_{bawah}}$$

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{d_j}{b_j}\right) \left(\alpha_m\right)^{N_m}}$$

α LH 89.09

Nmin 2.047

dH/bH 1.01%

iii. Perhitungan Output Kolom

Sehingga dapat diperoleh hasil komposisi produk dari kolom distilasi sebagai berikut :

Tabel A.31 Komposisi Produk CO2-Methanol Distillation Column

Komponen	α_m	Feed	xf	Bottom	xb	Distilat	xd
C	0.00	0.07	0.00	0.07	0.00	0.00	0.00
H ₂	484.23	1.66	0.00	0.00	0.00	1.66	0.05
CO	450.68	0.05	0.00	0.00	0.00	0.05	0.00
CO ₂	89.09	23.77	0.04	0.24	0.00	23.53	0.78
H ₂ O	0.27	277.36	0.48	277.17	0.51	0.19	0.01
N ₂	0.45	2.03	0.00	2.03	0.00	0.00	0.00
CH ₃ OH	1.00	268.05	0.47	265.37	0.49	2.68	0.09
CH ₄	245.00	2.02	0.00	0.00	0.00	2.01	0.07
H ₂ S	20.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ash	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Tar	0.53	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		574.93	1.00	544.80	1.00	30.13	1.00

Dengan :

d_i = LK di distillate/top = 23.527 kmol/h

d_j = HK di distillate/top = 2.680 kmol/h

b_i = LK di bottom = 0.238 kmol/h

b_j = HK di bottom = 265.369 kmol/h

iv. Pengecekan K_{HK} dengan pengaruh suhu operasi

$$\sum \frac{y_i}{\alpha_{ir}} = K_r = K_{iCS} \quad (A.33)$$

$$\sum \alpha_{ir} x_i = \frac{1}{K_r} = \frac{1}{K_{iCS}} \quad (A.34)$$

$y_i = x_i, D$ $x_i = x_i, B$

$\alpha = \text{top}$ $\alpha = \text{bottom}$

Komponen	$\Sigma y_i / \alpha_{ir}$	$\Sigma (\alpha_{ir} * x_i)$
H ₂	0.00	0.00
CO	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.02

H2O	0.03	0.16
N2	0.00	0.00
CH3OH	0.09	0.49
CH4	0.00	0.00
Total	0.12	0.67
kHK	0.12	0.67

Dikarenakan persamaan A.33 dan A.34 telah konvergen, maka suhu operasi top = 52 Celcius
suhu operasi bottom = 132 Celcius

v. Mencari suhu Feed

$$\sum \frac{z_i(1-K_i)}{1+\psi(K_i-1)} = 0 \quad (\text{A.35})$$

Berdasarkan simulasi menggunakan Aspen Hysys, diketahui bahwa V/F = 0.1705

Suhu Feed 55.00 Celcius

Komponen	Ki	A.35
H2	178.61	-0.02
CO	144.11	0.00
CO2	19.89	-0.18
H2O	0.03	0.56
N2	0.15	0.00
CH3OH	0.11	0.49
CH4	71.82	-0.02
Total	414.71	0.00

Dengan menggunakan goal seek A.35 = 0 dengan suhu Feed, maka diketahui suhu feed = 55.00 C

vi. Perhitungan Reflux Minimum

Perhitungan reflux minimum diperoleh dengan menggunakan Persamaan Underwood berikut (Coulson):

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Nilai θ diperoleh dengan *trial and error* sesuai dengan persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Berdasarkan perhitungan di atas, rasio V/F 0.1705

sehingga q = 0.8295

Maka untuk mencari θ , dilakukan trial persamaan (A.36)

Tabel A.34 Hasil Perhitungan Reflux CO2-Methanol Distillation Column

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$(\alpha_i * x_{i,f})/(\alpha_i - \theta)$	$x_{i,d}$	$(\alpha_i * x_{i,d})/(\alpha_i - \theta)$
H ₂	0.00	484.23	0.00	0.05	0.06
CO	0.00	450.68	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.04	89.09	0.17	0.78	3.23
H ₂ O	0.48	0.27	0.00	0.01	0.00

N ₂	0.00	0.45	0.00	0.00	0.00
CH ₃ OH	0.47	1.00	-0.01	0.09	0.00
CH ₄	0.00	245.00	0.00	0.07	0.09
Total	1.00		0.17	1.00	3.39

$\theta = 67.5760$ (diperoleh dari hasil *goal seek* hingga jumlah persamaan = 0.1705)

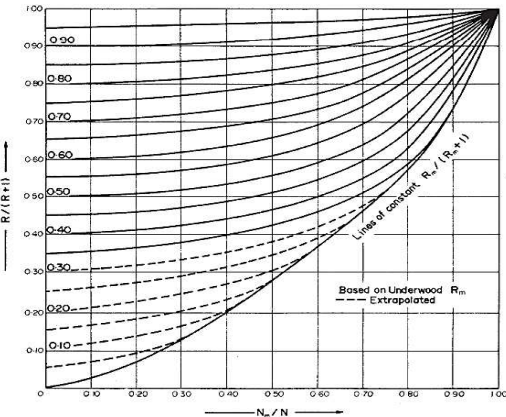
Dengan persamaan di atas, dan dengan memberikan nilai R sebesar 1.5 kali nilai R_m, maka diperoleh hasil reflux minimum dan reflux sebagai berikut :

$$R_m = 2.391$$

$$R = 3.586$$

vii. Perhitungan Stage Actual

Perhitungan stage actual dapat dilakukan dengan bantuan grafik berikut dengan melibatkan data R_m, R, dan N_m.



Gambar A.1 Grafik Korelasi Erbar-Maddox

$$R/(R+1) = 0.78$$

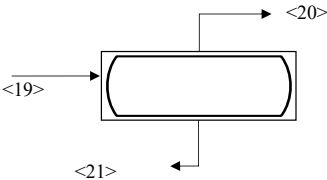
$$R_m/(R_m+1) = 0.71$$

$$N_m/N = 0.58 \quad (\text{diperoleh dengan membaca grafik})$$

$$N = 3.5293 \quad \text{stage}$$

viii. Perhitungan Laju Alir Reflux Accumulator

Kondensor yang digunakan adalah kondensor parsial.



Keterangan

<19> = Aliran gas yang berasal dari kolom

<21> = Aliran liquid yang dikembalikan ke kolom

<20> = Aliran gas yang akan dibuang melalui flare

Untuk menghitung aliran atas yang keluar dari kolom sebelum masuk
reflux accumulator adalah sebagai berikut :

$$V = L + D$$

$$R = \frac{L}{D}$$

$$V = (R+1)D$$

$$R = \text{Reflux Ratio} = 3.5863$$

$$D = \text{Distilat} = 30.1256 \text{ kmol/h}$$

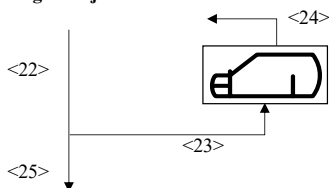
$$V = \text{Feed Condensor} = 138.1638 \text{ kmol/h}$$

$$L = \text{Rectify Liquid} = 108.0382 \text{ kmol/h}$$

Tabel A.32 Neraca Massa Aliran *CO₂-Methanol Accumulator*

Masuk			Keluar		
Aliran <19>			Aliran <21>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi	Massa (kg/h)
C	0.000000	0.00	C	0.000000	0.00
H ₂	0.002875	15.318483	H ₂	0.002875	11.978399
CO	0.001196	6.372786	CO	0.001196	4.983246
CO ₂	0.891114	4748.807270	CO ₂	0.891114	3713.364475
H ₂ O	0.002990	15.931708	H ₂ O	0.002990	12.457915
N ₂	0.000097	0.518947	N ₂	0.000097	0.405794
CH ₃ OH	0.073917	393.906017	CH ₃ OH	0.073917	308.017682
CH ₄	0.027806	148.180773	CH ₄	0.027806	115.871036
H ₂ S	0.000006	0.031203	H ₂ S	0.000006	0.024399
Tar	0.000000	0.00	Tar	0.000000	0.0
Ash	0.000000	0.00	Ash	0.000000	0.0
Total	1.000000	5329.067187	Total	1.000000	4167.102639
			Aliran <20>		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg/h)
			C	0.000000	0.00
			H ₂	0.002875	3.34
			CO	0.001196	1.39
			CO ₂	0.891114	1035.44
			H ₂ O	0.002990	3.47
			N ₂	0.000097	0.11
			CH ₃ OH	0.073916	85.89
			CH ₄	0.027806	32.31
			H ₂ S	0.000006	0.01
			Tar	0.000000	0.0
			Ash	0.000000	0.0
			Total	0.999994	1161.96
TOTAL		5329.07	TOTAL		5329.07

vii. Perhitungan Laju Alir Reboiler



Keterangan

- <22> = Aliran liquid yang berasal dari kolom
- <23> = Aliran liquid yang akan diuapkan kembali
- <24> = Aliran gas yang dikembalikan ke kolom
- <25> = Aliran liquid yang akan menuju ke kolom selanjutnya

$$Q_{reboiler} = \frac{V}{V} \times (H_v - H_l)$$

$$\frac{V}{V} = Q_{reboiler} / (H_v - H_l)$$

dari appendiks B didapatkan

$$Q_{reboiler} = 2,103,017.64 \text{ kJ}$$

$$H_v = 2748.11 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 640.19 \text{ kJ/kg}$$

$$B = \text{Bottom} = 544.8042 \text{ kmol/h}$$

$$V = \text{Feed Reboiler} = \text{Output Reboiler kembali ke Kolom} = 997.6719 \text{ kmol/h}$$

Massa aliran V = <23>

Komponen	Fraksi Massa	Massa
C	0.000	0.000
H ₂	0.000	0.000
CO	0.000	0.001
CO ₂	0.001	19.153
H ₂ O	0.368	9143.913
N ₂	0.004	103.946
CH ₃ OH	0.627	15571.008
CH ₄	0.000	0.075
H ₂ S	0.000	0.003
Ash	0.000	0.026
Tar	0.000	0.204
Total	1.000	24838.329

Tabel A.33 Neraca Massa Aliran CO₂-Methanol Reboiler

Masuk			Keluar		
Aliran <22>			Aliran <23>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.000020374	0.78242	C	0.0000000000	0.00
H ₂	0.000000027	0.00105	H ₂	0.0000000000	0.00
CO	0.000000037	0.00144	CO	0.0000000375	0.00
CO ₂	0.000771093	29.61208	CO ₂	0.0007711092	19.15
H ₂ O	0.368129699	14137.17991	H ₂ O	0.3681372093	9143.91

N ₂	0.004184810	160.70806	N ₂	0.0041848952	103.95
CH ₃ OH	0.626881528	24073.95266	CH ₃ OH	0.6268943176	15571.01
CH ₄	0.000003034	0.11651	CH ₄	0.0000030340	0.08
H ₂ S	0.000000103	0.00394	H ₂ S	0.0000001026	0.00
Ash	0.000001063	0.04082	Ash	0.0000010631	0.03
Tar	0.000008231	0.31611	Tar	0.0000082315	0.20
Subtotal	1.00000	38402.71500	Subtotal	1.00	24838.33
			Aliran <25>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.0000577	0.78242
			H ₂	0.0000001	0.00105
			CO	0.0000000	0.00051
			CO ₂	0.0007711	10.45902
			H ₂ O	0.3681159	4993.26665
			N ₂	0.0041847	56.76225
			CH ₃ OH	0.6268581	8502.94512
			CH ₄	0.0000030	0.04115
			H ₂ S	0.0000001	0.00139
			Ash	0.0000011	0.01442
			Tar	0.0000082	0.11165
			Subtotal	1.0000000	13564.38563
Total Masuk		38402.72	Total Keluar		38402.71500

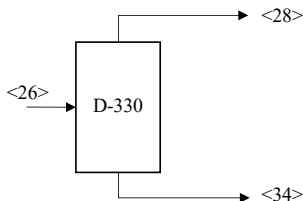
Berdasarkan seluruh perhitungan di atas, dapat diperoleh neraca massa kolom distilasi sebagai berikut :

Tabel A.34 Neraca Massa Kolom Distilasi CO₂-Methanol

Masuk			Keluar		
Aliran <17>			Aliran <20>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.000053	0.78	C	0.00000	0.0000
H ₂	0.000227	3.34	H ₂	0.00287	3.3401
CO	0.000094	1.39	CO	0.00120	1.3895
CO ₂	0.071023	1,045.90	CO ₂	0.89111	1035.4428
H ₂ O	0.339307	4,996.74	H ₂ O	0.00299	3.4738
N ₂	0.003862	56.88	N ₂	0.00010	0.1132
CH ₃ OH	0.583230	8,588.83	CH ₃ OH	0.07392	85.8883
CH ₄	0.002197	32.35	CH ₄	0.02781	32.3097
H ₂ S	0.000001	0.01	H ₂ S	0.00001	0.0068
Ash	0.000006	0.09	Ash	0.00000	0.0000
Tar	0.000000	0.00	Tar	0.00000	0.0003
Subtotal	1.000000	14,726.31	Subtotal	1.00000	1161.9645
			Aliran <25>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.00006	0.7824
			H ₂	0.00000	0.0011

		CO	0.00000	0.0005
		CO ₂	0.00077	10.4590
		H ₂ O	0.36812	4993.2666
		N ₂	0.00418	56.7623
		CH ₃ OH	0.62686	8502.9451
		CH ₄	0.00000	0.0412
		H ₂ S	0.00000	0.0014
		Ash	0.00000	0.0144
		Tar	0.00001	0.1116
		Subtotal	1.00000	13564.3856
Total Masuk	14726	Total Keluar	14726.3502	

6. Methanol-Water Distillation Column (D-330)



Keterangan

<26> = Aliran methanol dari kolom distilasi sebelumnya

<28> = Aliran Top Product keluar kolom

<34> = Aliran bottom product keluar kolom

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan air hingga tercapai metanol grade AA

Tabel A.35 Komposisi Aliran Masuk *Methanol-Water Distillation Column*

Komponen	BM	Fraksi Mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa
C	12.0	0.00	0.0652	0.7824	0.0000577
H ₂	2.0	0.00	0.0005	0.0011	0.0000001
CO	28.0	0.00	0.0000	0.0005	0.0000000
CO ₂	44.0	0.00	0.2377	10.4590	0.0007711
H ₂ O	18.0	0.51	277.1684	4,993.2666	0.3681406
N ₂	28.0	0.00	2.0263	56.7623	0.0041849
CH ₃ OH	32.0	0.49	265.3687	8,502.9451	0.6269002
CH ₄	16.0	0.00	0.0026	0.0412	0.0000030
H ₂ S	34.1	0.00	0.0000	0.0014	0.0000001
Ash	60.0	0.00	0.0002	0.0144	0.0000011
Tar	78.1	0.00	0.0014	0.1116	0.0000082
Total			544.87	13563	

Asumsi:

100% recovery dari LK pada produk atas

100% recovery dari HK pada produk bawah

Tekanan input = 3 bar = 2250.1847 mmHg

Tekanan atas	=	1.5	bar	=	1509.8739	mmHg
Tekanan bawah	=	3	bar	=	2250.1847	mmHg
Suhu top:	=	82	Celcius	=	355.15	Kelvin
Suhu bot:	=	130	Celcius	=	403.15	Kelvin
Suhu rata-rata:	=	106	Celcius	=	379.15	Kelvin
Tekanan:	=	2.250	bar			

Langkah perhitungan pada kolom distilasi II serupa dengan langkah perhitungan kolom distilasi I. Hasil perhitungan adalah sebagai berikut :

i. Perhitungan Relative Volatility Tiap Komponen

Tabel A.36 Hasil Perhitungan α Water-Methanol Distillation Column Top Product

Komponen	Top		Bottom	
	Ki	α_{ij}	Ki	α_{ij}
C	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂	555.25	2178.67	396.03	438.03
CO	505.13	1981.99	428.27	473.68
CO ₂	94.19	369.57	123.48	136.57
H ₂ O	0.25	1.00	0.90	1.00
N ₂	0.51	2.00	0.42	0.46
CH ₃ OH	0.96	3.77	2.82	3.12
CH ₄	270.71	1062.22	255.04	282.08
H ₂ S	21.60	84.74	29.81	32.98
Ash	0.00	0.00	0.00	0.00
Tar	0.53	2.08	1.33	1.47

ii. Perhitungan Jumlah Stage Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{d_i}{d_j} \frac{b_j}{b_i} \right]}{\log [\alpha_m]}$$

$$\alpha_m = \sqrt{(\alpha_{ij})_{atas} (\alpha_{ij})_{bawah}}$$

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{d_j}{b_j} \right) (\alpha_m)^{N_m}}$$

α LH	3.43
Nmin	12.75
dH/bH	0.15%

iii. Perhitungan Output Kolom

Sehingga dapat diperoleh hasil komposisi produk dari kolom distilasi sebagai berikut :

Tabel A.37 Komposisi Produk *Methanol-Water Distillation Column*

Komponen	α_m	Feed	xf	Bottom	xb	Distilat	xd
C	0.00	0.07	0.00	0.07	0.00	0.00	0.00
H ₂	976.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	968.94	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	224.66	0.24	0.00	0.00	0.00	0.24	0.00
H ₂ O	1.00	277.17	0.51	277.14	0.99	0.03	0.00
N ₂	0.96	2.03	0.00	2.02	0.01	0.00	0.00
CH ₃ OH	3.43	265.37	0.49	0.40	0.00	264.97	1.00
CH ₄	547.39	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	52.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ash	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Tar	1.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		544.87	1.00	279.63	1.00	265.24	1.00

Dengan :

$$d_i = \text{LK di distillate/top} = 264.971 \quad \text{kmol/h}$$

$$d_j = \text{HK di distillate/top} = 0.028 \quad \text{kmol/h}$$

$$b_i = \text{LK di bottom} = 0.398 \quad \text{kmol/h}$$

$$b_j = \text{HK di bottom} = 277.141 \quad \text{kmol/h}$$

iv. Pengecekan K_{HK} dengan pengaruh suhu operasi

$$\sum \frac{y_i}{\alpha_{ir}} = K_r = K_{iC5} \quad (\text{A.33})$$

$$\sum \alpha_{ir} x_i = \frac{1}{K_r} = \frac{1}{K_{iC5}} \quad (\text{A.34})$$

$$y_i = x_i, D \quad x_i = x_i, B$$

$$\alpha = \text{top} \quad \alpha = \text{bottom}$$

Komponen	$\Sigma y_i / \alpha_{ir}$	$\Sigma (\alpha_{ir} * x_i)$
H ₂	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0001	0.9911
N ₂	0.0000	0.0034
CH ₃ OH	0.2647	0.0044
CH ₄	0.0000	0.0000
H ₂ S	0.0000	0.0000
Tar	0.0000	0.0000
Total	0.2649	0.9989
kHK	0.2549	1.1060

Dikarenakan persamaan A.33 dan A.34 telah konvergen, maka suhu operasi top = 82 C
suhu operasi bottom = 130 C

v. Mencari suhu Feed

$$\sum \frac{z_i(1-K_i)}{1+\psi(K_i-1)} = 0$$

Berdasarkan simulasi menggunakan Aspen Hysys, diketahui bahwa V/F = 0.3488

Suhu Feed 116.96 Celcius

Komponen	Ki	A.35
H2	390.09	0.00
CO	404.23	0.00
CO2	104.64	0.00
H2O	0.60	0.24
N2	0.40	0.00
CH3OH	1.96	-0.35
CH4	234.53	0.00
H2S	234.53	0.00
Tar	234.53	0.00
Total	1136.46	0.00

Dengan menggunakan goal seek A.35 = 0 dengan suhu Feed, maka diketahui suhu feed 116.96 C

vi. Perhitungan Reflux Minimum

Perhitungan reflux minimum diperoleh dengan menggunakan Persamaan Underwood berikut (Coulson):

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Nilai θ diperoleh dengan *trial and error* sesuai dengan persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Berdasarkan simulasi menggunakan software Aspen Hysys, rasio V/F sebesar 0.3488 sehingga q = 0.6512

Maka untuk mencari θ , dilakukan trial

Tabel A.37 Hasil Perhitungan Reflux *Methanol-Water Distillation Column*

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$(\alpha_i * x_{i,f})/(\alpha_i - \theta)$	$x_{i,d}$	$(\alpha_i * x_{i,d})/(\alpha_i - \theta)$
H ₂	0.00	976.9	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	968.9	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	224.66	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.51	1.00	-0.66	0.00	0.00
N ₂	0.00	0.96	0.00	0.00	0.00
CH ₃ OH	0.49	3.43	1.01	1.00	2.06
CH ₄	0.00	547.39	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	52.86	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	1.00		0.34	1.00	2.06

$\theta = 1.7681$ (diperoleh dari hasil *goal seek* hingga jumlah persamaan = 0.3488)

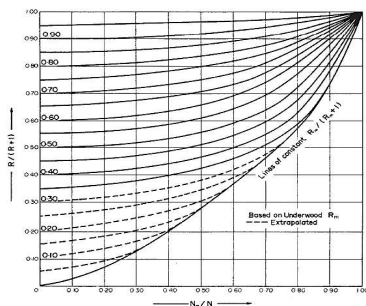
Dengan persamaan di atas, dan dengan memberikan nilai R sebesar 1.5 kali nilai R_m, maka diperoleh hasil reflux minimum dan reflux sebagai berikut :

$$R_m = 1.063$$

$$R = 1.595$$

vii. Perhitungan Stage Actual

Perhitungan stage actual dapat dilakukan dengan bantuan grafik berikut dengan melibatkan data R_m, R, dan N_m.



Gambar A.1 Grafik Korelasi Erbar-Maddox

$$R/(R+1) = 0.61$$

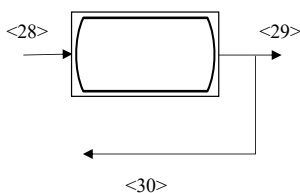
$$R_m/(R_m+1) = 0.52$$

$$N_m/N = 0.65 \quad (\text{diperoleh dengan membaca grafik})$$

$$N = 19.6147 = 20 \text{ stage}$$

viii. Perhitungan Laju Alir Accumulator

Kondensor yang digunakan adalah kondensor parsial.



Keterangan

<28> = Aliran gas yang berasal dari kolom

<30> = Aliran liquid yang dikembalikan ke kolom

<29> = Aliran liquid yang akan disimpan

Untuk menghitung aliran atas yang keluar dari kolom sebelum masuk reflux accumulator adalah sebagai berikut :

$$V = L + D$$

$$R = \frac{L}{D}$$

$$V = (R+1)D$$

$$R = \text{Reflux Ratio} = 1.5947$$

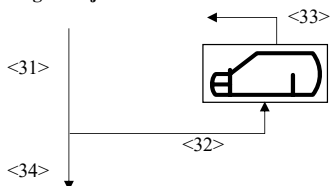
$$D = \text{Distilat} = 265.2420 \text{ kmol/h}$$

V = Feed Condensor = 688.2285 kmol/h
L = Rectify Liquid = 422.9864 kmol/h

Tabel A.38 Neraca Massa Aliran *Methanol-Water Accumulator*

Masuk			Keluar		
Aliran <28>			Aliran <29>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi	Massa (kg/h)
C	0.00000	0.00	C	0.00	0.00
H ₂	0.00000	0.00	H2	0.00	0.00
CO	0.00000	0.00	CO	0.00	0.00
CO ₂	0.00123	27.14	CO2	0.00	10.46
H ₂ O	0.00006	1.30	H2O	0.00	0.50
N ₂	0.00001	0.14	N2	0.00	0.05
CH ₃ OH	0.99869	22029.66	CH3OH	1.00	8,490.19
CH ₄	0.00000	0.11	CH4	0.00	0.04
H2S	0.00000	0.00	H2S	0.00	0.00
Tar	0.00000	0.00	Tar	0.00	0.00
Ash	0.00001	0.19	Ash	0.00	0.07
Total	1.00000	22058.53	Total	1.00	8,501.32
			Aliran <30>		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg/h)
			C	0.00	0.00
			H2	0.00	0.00
			CO	0.00	0.00
			CO2	0.00	16.68
			H2O	0.00	0.80
			N2	0.00	0.08
			CH3OH	1.00	13,539.47
			CH4	0.00	0.07
			H2S	0.00	0.00
			Tar	0.00	0.00
			Ash	0.00	0.12
			Total	1.00	13,557.21
TOTAL		22,058.53	TOTAL		22,058.53

vii. Perhitungan Laju Alir Reboiler



Keterangan

<31> = Aliran liquid yang berasal dari kolom
<32> = Aliran liquid yang akan diuapkan kembali

- <33> = Aliran gas yang dikembalikan ke kolom
 <34> = Aliran liquid yang akan menuju ke kolom selanjutnya

$$Q_{reboiler} = \frac{V}{V} \times (H_v - H_l)$$

$$V = Q_{reboiler} / (H_v - H_l)$$

dari appendiks B didapatkan

$$Q_{reboiler} = 25,430,295.3 \text{ kJ}$$

$$H_v = 2748 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 640 \text{ kJ/kg}$$

$$B = \text{Bottom} = 279.6291 \text{ kmol/h}$$

$$V = \text{Feed Reboiler} = \text{Output Reboiler kembali ke Kolom} = 12064.13667 \text{ kmol/h}$$

Massa aliran V = <45>

Komponen	Fraksi Massa	Massa
C	0.000	33.756
H ₂	0.000	0.000
CO	0.000	0.000
CO ₂	0.000	0.000
H ₂ O	0.986	215404.742
N ₂	0.011	2446.652
CH ₃ OH	0.003	550.268
CH ₄	0.000	0.000
H ₂ S	0.000	0.000
Ash	0.000	0.622
Tar	0.000	1.656
Total	1.000	218437.696

Tabel A.36 Neraca Massa Aliran *Methanol-Air Reboiler*

Masuk			Keluar		
Aliran <31>			Aliran <32>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.000155	34.54	C	0.000155	33.76
H ₂	0.000000	0.00	H ₂	0.000000	0.00
CO	0.000000	0.00	CO	0.000000	0.00
CO ₂	0.000000	0.00	CO ₂	0.000000	0.00
H ₂ O	0.986115	220397.51	H ₂ O	0.986115	215404.74
N ₂	0.011201	2503.36	N ₂	0.011201	2446.65
CH ₃ OH	0.002519	563.02	CH ₃ OH	0.002519	550.27
CH ₄	0.000000	0.00	CH ₄	0.000000	0.00
H ₂ S	0.000000	0.00	H ₂ S	0.000000	0.00
Ash	0.000003	0.64	Ash	0.000003	0.62
Tar	0.000008	1.69	Tar	0.000008	1.66
Subtotal	1.000000	223500.76	Subtotal	1.00	218437.70
			Aliran <34>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.000155	0.78
			H ₂	0.000000	0.00

		CO	0.000000	0.00
		CO ₂	0.000000	0.00
		H ₂ O	0.986115	4992.77
		N ₂	0.011201	56.71
		CH ₃ OH	0.002519	12.75
		CH ₄	0.000000	0.00
		H ₂ S	0.000000	0.00
		Ash	0.000003	0.01
		Tar	0.000008	0.04
		Subtotal	1.00	5063.07
Total Masuk	223500.76	Total Keluar	223500.76	

Berdasarkan seluruh perhitungan di atas, dapat diperoleh neraca massa kolom distilasi:

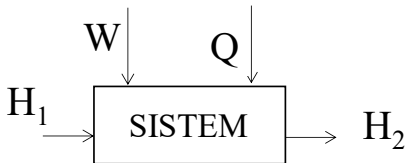
Tabel A.37 Neraca Massa *Methanol-Water Distillation Column*

Masuk			Keluar		
Aliran <26>			Aliran <29>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
C	0.00005768	0.7824	C	0.00000000	0.0000
H ₂	0.00000008	0.0011	H ₂	0.00000012	0.0011
CO	0.00000004	0.0005	CO	0.00000006	0.0005
CO ₂	0.00077106	10.4590	CO ₂	0.00123028	10.4590
H ₂ O	0.36811595	4993.2666	H ₂ O	0.00005874	0.4993
N ₂	0.00418465	56.7623	N ₂	0.00000617	0.0524
CH ₃ OH	0.62685811	8502.9451	CH ₃ OH	0.99869101	8490.1907
CH ₄	0.00000303	0.0412	CH ₄	0.00000484	0.0412
H ₂ S	0.00000010	0.0014	H ₂ S	0.00000016	0.0014
Ash	0.00000106	0.0144	Ash	0.00000000	0.0000
Tar	0.00000823	0.1116	Tar	0.00000862	0.0733
Subtotal	1.00000000	13564.3856	Subtotal	1.00000000	8501.3189
			Aliran <34>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			C	0.000155	0.7824
			H ₂	0.000000	0.0000
			CO	0.000000	0.0000
			CO ₂	0.000000	0.0000
			H ₂ O	0.986115	4992.7673
			N ₂	0.011201	56.7098
			CH ₃ OH	0.002519	12.7544
			CH ₄	0.000000	0.0000
			H ₂ S	0.000000	0.0000
			Ash	0.000003	0.0144
			Tar	0.000008	0.0384
			Subtotal	1.000000	5063.0668
Total Masuk	13564	Total Keluar	13564.3856		

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi ini menggunakan:

Basis operasi	=	1 jam		
Tref	=	25	Celcius	= 298.15 Kelvin
Pref	=	100	kPa	= 1 bar
R	=	8.314	J/mol.K	
Faktor Pengali	=	1.086437007		
Kapasitas Produksi	=	660,000.00	ton/tahun	
	=	2,000.00	ton/hari	
	=	83,333.33	kg/jam	
Kebutuhan bambu	=	18,000.00	kg/jam	
1 tahun	=	330.00	hari	
Waktu operasi	=	24.00	jam/hari	



Asumsi : 1. Tidak ada akumulasi energi pada sistem ($\Delta E = 0$)

2. Perub: *

3. Perubahan energi potensial diabaikan ($\Delta E_p = 0$)

Secara umum, neraca energi dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\sum_{in}^i m_i \hat{H}_i - \sum_{out}^i m_i \hat{H}_i + (-\Delta H_{rx}) + Q + W_s = 0$$

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut:

Dimana :

Aliran Energi Input Sistem

$$\Delta H_{\text{Input}} = \text{mol masuk (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol.K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Aliran Energi Output Sistem

$$\Delta H_{\text{Output}} = \text{mol keluar (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol.K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Jika C_p campuran maka digunakan persamaan

$$C_p \text{ campuran} = \sum (\text{fraksi mol}_i \times C_{p_i})$$

Perhitungan neraca energi untuk sistem yang melibatkan reaksi :

$$\Delta H_{rxn} 298,15K = \Delta H_f 298,15K \text{ produk} - \Delta H_f 298,15K \text{ reaktan}$$

Data Solid

$$C_p = A + BT + CT^2 \quad (\text{J/mol K})$$

Tabel B.1 Data Kapasitas Panas Komponen Solid

Komponen	A	B	C	Keterangan
C _(s)	-0.832	0.03485	0.0	200 < T < 1100
ZnO _(s)	11.19	0.12	0.0	150 < T < 473
ZnS _(s) **	12.50	0.12	0.0	
Ash _(s)	2.48	0.17	0.0	100% SiO ₂ , 100 < T < 848

Sumber : Apendiks E Yaws

Cp olivine dianggap konstan pada 1.33 kJ/kgmol.K (Robie et al, 1982)

Cp bambu dianggap konstan pada 1.6 kJ/kgmol.K (Shah et al, 2016)

Data Liquid

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kgmol K})$$

Tabel B.2 Data Kapasitas Panas Komponen Liquid

Komponen	A	B	C	D	Keterangan
CH ₄ _(l)	-0.018	1.19820	0.0	3.17E-05	92 < T < 172
CH ₃ OH _(l)	40.15	0.31	0.0	1.46E-06	176 < T < 461
H ₂ O _(l)	92.05	-0.04	0.0	0.00	273 < T < 694

Sumber : * Apendiks E Yaws

Data Gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kgmol K})$$

Tabel B.3 Data Kapasitas Panas Komponen Gas

Komponen	A	B	C	D
CH ₄ _(g)	34.94	-0.04	0.00	0.00
CH ₃ OH _(g)	40.05	-0.04	0.00	0.00
CO _(g)	29.56	-0.01	0.00	0.00
COS _(g)	20.91	0.09	0.00	0.00
CO ₂ _(g)	27.44	0.04	0.00	0.00
C ₆ H ₆ _(g)	-31.37	0.47	0.00	0.00
H ₂ _(g)	25.40	0.02	0.00	0.00
H ₂ O _(g)	33.93	-0.01	0.00	0.00
H ₂ S _(g)	33.88	-0.01	0.00	0.00
N ₂ _(g)	29.34	0.00	0.00	0.00
O ₂ _(g)	29.53	-0.01	0.00	0.00

Sumber: E Yaws

Entalpi Pembentukan

$$H_f = A + BT + CT^2 \quad (\text{kJ/kgmol})$$

Tabel B.4 Data Entalpi Pembentukan

Komponen	A	B	C	Hf @ 298,15K
----------	---	---	---	--------------

Bambu				-24143.95
Ash (s)				-910700.00
CH ₄ (g)	-63.43	-0.04	0.00	-74850.00
CH ₃ OH (g)	-188.19	-0.05	0.00	-201170.00
CO (g)	-112.19	0.01	0.00	-110540.00
COS (g)	-128.37	-0.04	0.00	-138410.00
CO ₂ (g)	-393.42	0.00	0.00	-393510.00
C ₆ H ₆ (g)	101.41	-0.07	0.00	82930.00
H ₂ (g)				0.00
H ₂ O (g)				-241800.00
H ₂ S (g)				-20600.00
ZnO (s)				-350500.00
ZnS (s)				-202900.00
C (s)				0.00
N ₂ (g)				0.00
O ₂ (g)				0.00

Sumber : E Yaws

Entropi

Tabel B.4 Data Entropi Komponen

Komponen	S @ 298,15K
Ash (s)	-910.70
CH ₄ (g)	186.27
CH ₃ OH (g)	239.70
CO (g)	197.54
COS (g)	231.47
CO ₂ (g)	213.69
C ₆ H ₆ (g)	269.20
H ₂ (g)	130.57
H ₂ O (g)	188.72
H ₂ S (g)	25.59
C (s)	157.99
N ₂ (g)	191.50
O ₂ (g)	205.04

Sumber : E Yaws

Sifat Kritis Komponen

Komponen	Tc	Pc	ω
C	68100	2230	1.57
CH ₄	190.58	46.04	0.01
CO	132.92	34.99	0.07
CO ₂	304.19	73.82	0.23

H ₂	33.18	13.13	-0.22
H ₂ S	373.53	89.63	0.08
COS	378.80	63.49	0.10
N ₂	126.10	33.94	0.04
Ash	4076.87	336.18	0.72
Tar	562.16	48.98	0.21
H ₂ O	647.13	220.55	0.35
CH ₃ OH	512.58	80.96	0.57

Perhitungan Residual

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}} \quad B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

$$\alpha(T_r; \omega) = [1 + (0,37464 + 1,5422\omega - 0,2699\omega^2)x(1 - T_r^{0,5})]^2$$

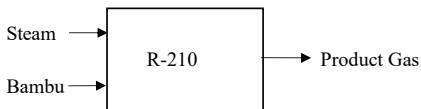
$$\beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad T_r = \frac{T}{T_c} \quad I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln\left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta}\right)$$

$$q = \frac{\Psi \alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad \frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] q I$$

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + S^R \quad \frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} q I$$

1. Gasifier (R-210)



Fungsi : Menggas bambu sehingga berubah fasa dari padat menjadi gas dengan superheated steam
Gasifier dibagi menjadi dua zona, zona **devolatilisasi** dan zona **gasifikasi**.

Zona Devolatilisasi

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T &= 800 \text{ } ^\circ\text{C} &= 1073.15 &\text{ K} \\ P &= 1.19 \text{ bar} \\ T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} &= 298.15 &\text{ K} \end{aligned}$$

Input

$$1. \text{ Bambu} = \text{Aliran 5}$$

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$P = 1.01 \text{ bar}$$

2 Superheated Steam

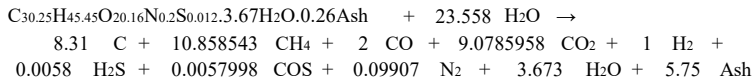
$$T = 800 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1073.15 \text{ K}$$

$$P = 1.19564 \text{ bar}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp	Hv	H (kJ/hr)
Bambu	18,009	22.06	1.6		176.49
Steam	9,355	519.72		4,160 kJ/kg	38,918,185.18
Olivine panas		52086.57	1.33		64,079,499.41
Total					102,997,861

$$\Sigma \Delta H \text{ in} = 102,997,861 \text{ kJ/hr}$$

Reaksi



Komponen	Mol	Hf°	Mol x Hf°
Bambu	22.0615	-24143.95	-532650.7512
Steam	519.724	-241800.00	-125669379.1
CH ₄ (g)	239.56	-20600.00	-4934839.026
CO ₂ (g)	200.29	-393510.00	-78814963
CO (g)	44.12	-110540.00	-4877347.248
H ₂ S (g)	0.13	-20600.00	-2635.903063
COS (g)	0.13	-138410.00	-17709.93839
H ₂ O (g)	81.03	-241800.00	-19593474.03

$$\Delta H_{rx}^{\circ} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$= -108240969 - -126202029.9$$

$$= 17,961,060.74 \text{ kJ/hr}$$

Output Devolatilisasi

$$T = 780 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1053.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	2,199.08	211.72	12,112	2,564,362
CH ₄	3,832.88	239.56	32,238	7,722,720
CO	1,235.44	44.12	22,882	1,009,606
CO ₂	8,812.63	200.29	36,081	7,226,481
H ₂	44.12	22.06	24,542	541,431
H ₂ S	4.35	0.13	28,131	3,600
COS	7.68	0.13	41,748	5,342

N ₂	61.20	2.19	22,864	49,975
H ₂ O	10,813.61	600.76	27,258	16,375,545
Ash	344.78	5.75	49,205	282,746
Total				35,781,809

$$\Sigma \Delta H_{out} = 35,781,809 \text{ kJ/hr}$$

Zona Gasifikasi

Kondisi Operasi

$$T = 780 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1053.15 \text{ K}$$

$$P = 1.19 \text{ bar}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

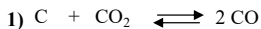
Input

$$T = 780 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1053.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (J/hr)
C	2,199.08	211.72	12,112	2,564,362
CH ₄	3,832.88	239.56	32,238	7,722,720
CO	1,235.44	44.12	22,882	1,009,606
CO ₂	8,812.63	200.29	36,081	7,226,481
H ₂	44.12	22.06	24,542	541,431
H ₂ S	4.35	0.13	28,131	3,600
COS	7.68	0.13	41,748	5,342
N ₂	61.20	2.19	22,864	49,975
H ₂ O	10,813.61	600.76	27,258	16,375,545
Ash	344.78	5.75	49,205	282,746
Total				35,781,809

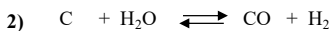
$$\Sigma \Delta H_{in} = 35,781,809 \text{ J/hr}$$

Reaksi



Komponen	Mol	Hf ^o	Mol x Hf ^o
C (s)	182.39	0.00	0
CO (g)	364.77	-110540.00	-20160876.12
CO ₂ (g)	182.39	-393510.00	-71770457.42

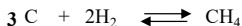
$$\begin{aligned} \Delta H_{rxn}^o &= \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan} \\ &= -20,160,876.12 - (-71,770,457.42) \\ &= 51,609,581.30 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$



Komponen	Mol	Hf ^o	Mol x Hf ^o
C (s)	127.03	0.00	0

H ₂ O (g)	127.03	-241800.00	-30716803.63
CO (g)	127.03	-110540.00	-14042330.33
H ₂ (g)	127.03	0.00	0

$$\begin{aligned}\Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= -14042330 - -30716803.63 \\ &= 16,674,473.3 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$



Komponen	Mol	Hf ^o	Mol x Hf ^o
C (s)	-162.90	0.00	0
H ₂ (g)	-325.80	0.00	0
CH ₄ (g)	-162.90	-74850.00	12192885.28

$$\begin{aligned}\Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= 0 - 12192885.28 \\ &= -12,192,885.28 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\sum \Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H_{rx1}^{\circ} + \Delta H_{rx2}^{\circ} + \Delta H_{rx3}^{\circ} \\ \sum \Delta H_{rx}^{\circ} &= 56,091,169.32 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

Output Gasifier

$$T = 750 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1023.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	782.42	65.20	11,479	748,476
CH ₄	1,226.52	76.66	31,368	2,404,633
CO	15,005.97	535.93	21,960	11,768,704
CO ₂	787.68	17.90	34,438	616,494
H ₂	949.78	474.89	23,328	11,078,078
H ₂ S	4.35	0.13	27,053	3,462
COS	7.68	0.13	39,658	5,074
N ₂	61.20	2.19	21,913	47,896
H ₂ O	8,527.0	473.72	26,134	12,380,169
Ash	344.78	5.75	47,122	270,776
Tar	8.60	0.11	119,346	13,140
Total				39,336,901

$$\sum \Delta H_{ou} = 39,336,901 \text{ kJ/hr}$$

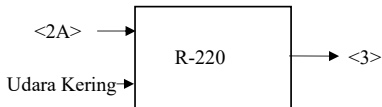
$$\text{Enthalpi olivine dingin} = 50224472.51 \text{ kJ/hr}$$

Tabel B.12 Neraca Energi Gasifier R-210

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Feed	102,997,861.08	Syngas	39,336,901.19
Olivine Panas	60,615,742.82	Olivine Dingin	50,224,472.51
		Panas Reaksi	74,052,230.06

Total Masuk	163,613,603.89	Total Keluar	163,613,603.8
--------------------	-----------------------	---------------------	----------------------

2. Combustor (R-220)



Fungsi : Membakar sisa karbon yang belum tergasifikasi menjadi CO₂ dan memanaskan olivine sebagai media penghantar panas untuk gasifier

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T &= 900 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 1173.15 \text{ K} \\ P &= 1.21 \text{ bar} \\ T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Input

1 Aliran <2A>

$$\begin{aligned} T &= 750 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 1023.15 \text{ K} \\ P &= 1.19 \text{ bar} \\ c_p dT \text{ Olivine dingin} &= 964.25 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

2 Udara Kering = Aliran

$$\begin{aligned} T &= 950 \text{ }^{\circ}\text{C} &= 1223.15 \text{ K} \\ P &= 1.21 \text{ bar} \end{aligned}$$

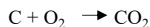
Asumsi komposisi udara ada 21% O₂ dan 79% N₂

$$\text{Flowrate udara} = 11644.72 \text{ kg/hr}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H(kJ/hr)
C	704.18	58.68	11479.449	673629.9516
Ash	310.30	5.17	47122.124	243698.4295
CO ₂	0.00	0	34437.753	0
O ₂	2445.39	76.42	25749.178	1967712.783
N ₂	9199.33	328.55	28303.979	9299199.75
Total				12184240.91

$$\sum \Delta H_{\text{in}} = 12,184,241 \text{ kJ/hr}$$

Reaksi



Komponen	Mol	Hf ^o	Mol x Hf ^o
C	26.41	0	0
CO ₂	26.41	-393510.00	-10391270.17
O ₂	26.41	0.00	0
Total			-10391270.17

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\
 &= -10391270 - 0 \\
 &= -10391270.17 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

Output <3>

$$T = 900 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1173.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H(J/hr)
C	387.30	32.27	14697.13	474346.358
Ash	310.30	5.17	109232.9	564912.7038
CO ₂	1161.89	26.41	42778.377	1129632.468
O ₂	1600.38	50.01	24879.472	1244268.4
N ₂	9199.33	328.55	26696.543	8771080.852
Total	12659.19	442.41		12184240.78

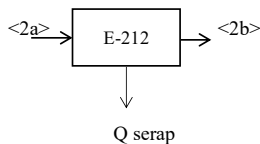
$$\begin{aligned}
 \sum \Delta H \text{ out} &= 12,184,241 \text{ kJ/hr} \\
 \text{cp Olivine panas} &= 1163.750003 \text{ kJ/kgmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (n \text{ olivine} * \text{cp olivine} * (T \text{ out} - T \text{ in})) &= \text{Panas reaksi} \\
 n \text{ olivine} * 1.33 * (900 - 750) &= 10,391,270.17 \text{ kJ/hr} \\
 n \text{ olivine} &= 52086.57 \text{ kgmol}
 \end{aligned}$$

Tabel B.12 Neraca Energi Combustor R-220

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
In	12,184,240.91	Out	12,184,240.78
Olivine Dingin	50,224,472.51	Olivine Panas	60,615,742.82
Panas Reaksi	10,391,270.17		
Total Masuk	72,799,983.60	Total Keluar	72,799,983.60

3 Raw Syngas Cooler I (E-212)



Fungsi : Mendinginkan sygas sebelum disaring menggunakan *fabric filter* dari pengotor solid

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Input

1 Aliran <2a>

$$T = 750 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1023.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (J/hr)
C	78.24	6.52	11,479	74,848
CH ₄	1,226.52	76.66	31,368	2,404,633

CO	15,005.97	535.93	21,960	11,768,704
CO ₂	787.68	17.90	34,438	616,494
H ₂	949.78	474.89	23,328	11,078,078
H ₂ S	4.35	0.13	27,053	3,462
COS	7.68	0.13	39,658	5,074
N ₂	61.20	2.19	21,913	47,896
Ash	34.48	5.75	47,122	270,776
Tar	8.60	0.11	119,346	13,140
H ₂ O	8,527.0	473.72	26,134	12,380,169
Total				38,663,273

$$\Sigma \Delta H_{in} = 38,663,273 \text{ kJ/hr}$$

Output

1 Aliran <2b>

$$T = 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (J/hr)
C	78.24	6.52	2517.7853	16416.35
CH ₄	1,226.52	76.66	9,068	695111.83
CO	15,005.97	535.93	6,620	3547920.95
CO ₂	787.68	17.90	9,389	168088.06
H ₂	949.78	474.89	23,328	11078078.26
H ₂ S	4.35	0.13	7,988	1022.11
COS	7.68	0.13	10,355	1324.89
N ₂	61.20	2.19	6,595	14413.84
Ash	34.48	5.75	12,038	69174.70
Tar	8.60	0.11	26,112	2874.91
H ₂ O	8,527.0	473.72	7,722	3657892.54
Total	26,691.5	1,593.92		19,252,318

$$\Sigma \Delta H_{out} = 19,252,318 \text{ kJ/hr}$$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Q = \Delta H_{syngas\ in} - \Delta H_{syngas\ out} = m_{air} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = 38,663,273 - 19,252,318 = m_{air} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$$

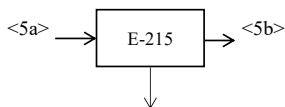
$$= 19,410,954.90 \text{ kJ/hr} = 753.09 \text{ m}_{air}$$

$$m_{air} = 25,775.08 \text{ kgmol} = 463,951.43 \text{ kg}$$

Tabel B.13 Neraca Energi Raw Syngas Cooler I E-213

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	38,663,272.92	Syngas Out	19,252,318.43
		Q serap	19,410,954.49
Total Masuk	38,663,272.92	Total Keluar	38,663,272.92

4. Raw Syngas Cooler II (E-215)



Q serap

Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke *COS Hydrolyzer Reactor*

Input

Aliran <5a> P = 30 bar

T = 1065 °C = 1338.15 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	6.52	0.00411	279.65	9.16	0.01
CH ₄	76.66	0.04828	9.20	2.22	0.00
CO	535.93	0.33753	44.86	11.81	0.02
CO ₂	17.90	0.01127	3.43	0.83	0.00
H ₂	474.89	0.29909	9.92	3.93	-0.07
H ₂ S	0.13	0.00008	47.80	0.01	0.00
COS	0.13	0.00008	48.47	0.01	0.00
N ₂	1.80	0.00113	0.14	0.04	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.72	0.29835	193.07	65.80	0.10
Total	1587.79	1.000	636.60	93.81	0.07

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1587.79189	β	0.01184
R	8.314	α (Tr)	0.61492
Tc (K)	636.60067	q	1.71951
Tr	2.10202	Z	0.99204
Pc	93.81	I	0.01179
Pr	0.31981	H ^R /nRT	1.02558

ω	0.06902	H^R (kJ/h)	18,116,644.81
----------	---------	--------------	---------------

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	18331.825	1,195.26
CH ₄	1,226.52	76.66	31505.399	2,415,131.23
CO	15,005.97	535.93	31262.18	16,754,263.12
CO ₂	787.68	17.90	52289.089	936,064.59
H ₂	949.78	474.89	38626.858	18,343,531.12
H ₂ S	4.35	0.13	36516.869	4,672.57
COS	7.68	0.13	64765.475	8,286.92
N ₂	61.20	1.80	32015.191	57,627.34
Ash	0.34	0.01	66510.999	382.19
Tar	8.60	0.11	193415.03	21,325.25
H ₂ O	8,527.0	473.72	37496.017	17,762,698.83
Total				56,305,178

$$\sum \Delta H_{in} = 74,421,823 \text{ kJ/hr}$$

Output

1 Aliran <5b>

P = 29.9 bar

T = 195 °C = 468.15 K

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1792.60	116.88
CH ₄	1226.52	76.66	6668.44	511,187.11
CO	15005.97	535.93	4983.83	2,670,972.61
CO ₂	787.68	17.90	6964.56	124,677.67
H ₂	949.78	474.89	4974.14	2,362,172.75
H ₂ S	4.35	0.13	5977.17	764.82
COS	7.68	0.13	7646.11	978.34
N ₂	61.20	1.80	4969.92	8,945.86
Ash	0.34	0.01	8713.18	50.07
Tar	8.60	0.11	18537.67	2,043.90
H ₂ O	8527.00	473.72	5800.02	2,747,600.93
Total				8,429,510.93

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33891	45.05	11.86	0.02
CO ₂	17.90	0.01132	3.44	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07

H ₂ S	0.13	0.00008	47.80	0.01	0.00
COS	0.13	0.00008	48.47	0.01	0.00
N ₂	1.80	0.00114	0.14	0.04	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.72	0.29957	193.86	66.07	0.10
Total	1581.34	1.000	360.82	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.33694	β	0.02114
R	8.314	α (Tr)	0.87341
Tc (K)	360.82491	q	3.95684
Tr	1.29744	Z	0.93767
Pc	85.09	I	0.02205
Pr	0.35258	H^R/nRT	1.07029
ω	0.06291	H^R (kJ/h)	6,587,534.47

$\sum \Delta H_{ou} = 15,017,045 \text{ kJ/hr}$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

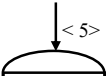
$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$
 $T_{ou} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K}$
 $T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$
 $C_p = 75.309 \text{ J/mol.K}$

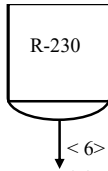
$Q = \Delta H_{syngas\ in} - \Delta H_{syngas\ out} = m_{air} \cdot C_p\ air \cdot \Delta T$
 $Q = 74,421,823 - 15,017,045 = m_{air} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$
 $= 59,404,777.84 \text{ kJ/hr} = 753.09 \text{ m air}$
 $m_{air} = 78,881.38 \text{ kgmol} = 1,419,864.83 \text{ kg}$

Tabel B.15 Neraca Energi Raw Syngas Cooler II E-215

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	74,421,823.24	Syngas Out	15,017,045.40
		Q serap	59,404,777.84
Total Masuk	74,421,823.24	Total Keluar	74,421,823.24

5. Reaktor COS Hydrolizer (R-230)





Fungsi: mengubah COS menjadi H₂S untuk kemudian dibuang dari syngas.

Kondisi Operasi

$T = 195\text{ }^{\circ}\text{C} = 468.15\text{ K}$
 $P = 29.9\text{ bar}$
 $T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15\text{ K}$

Input

Aliran <5>

$T = 195\text{ }^{\circ}\text{C} = 468.15\text{ K}$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33891	45.05	11.86	0.02
CO ₂	17.90	0.01132	3.44	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.13	0.00008	47.80	0.01	0.00
COS	0.13	0.00008	48.47	0.01	0.00
N ₂	1.80	0.00114	0.14	0.04	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.72	0.29957	193.86	66.07	0.10
Total	1581.34	1.000	360.82	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha\text{ (Tr)}$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}\text{ (Tr ; } \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

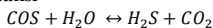
	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.33694	β	0.02107
R	8.314	$\alpha\text{ (Tr)}$	0.87341
Tc (K)	360.82491	q	3.95684
Tr	1.29744	Z	0.93787
Pc	85.09	I	0.02198
Pr	0.35141	H^R/nRT	1.07004
ω	0.06291	$H^R\text{ (kJ/h)}$	6,585,968.99

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1792.60	116.88
CH ₄	1226.52	76.66	6668.44	511,187.11
CO	15005.97	535.93	4983.83	2,670,972.61
CO ₂	787.68	17.90	6964.56	124,677.67
H ₂	949.78	474.89	4974.14	2,362,172.75
H ₂ S	4.35	0.13	5977.17	764.82
COS	7.68	0.13	7646.11	978.34
N ₂	61.20	1.80	4969.92	8,945.86
Ash	0.34	0.01	8713.18	50.07
Tar	8.60	0.11	18537.67	2,043.90
H ₂ O	8527.00	473.72	5800.02	2,747,600.93
Total				8,429,510.93

$$\sum \Delta H_{in} = 15,015,480 \text{ J/hr}$$

Reaksi



Komponen	Mol	Hf°	Mol x Hf°	J
COS	0.13	-138410.00	-17705.05	J
H ₂ O	0.13	-241800.00	-30930.42	J
H ₂ S	0.13	-20600.00	-2635.098	J
CO ₂	0.13	-393510.00	-50336.77	J

$$\begin{aligned} \Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -52971.868 - -48635.469 \\ &= -4336.399 \text{ J/hr} \end{aligned}$$

Output

Aliran <6>

P = 29.7 bar

T = 195 °C = 468.236 K

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (J/hr)
C	0.78	0.07	1793.68	116.95
CH ₄	1226.52	76.66	6672.08	511,466.25
CO	15005.97	535.93	4986.37	2,672,330.69
CO ₂	793.30	18.03	6968.27	125,635.43
H ₂	949.78	474.89	4976.68	2,363,377.59
H ₂ S	8.70	0.26	7209.79	1,844.80
COS	0.00	0.00	0.00	-
N ₂	61.20	2.19	4972.44	10,868.34
Ash	0.34	0.01	8718.18	50.10
Tar	8.60	0.11	18548.90	2,045.14
H ₂ O	8524.70	473.59	5802.99	2,748,265.06
Total	26579.91			8,436,000.34

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.26	0.00016	95.58	0.01	0.00
COS	0.00	0.00000	0.01	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.59	0.29942	193.76	66.04	0.10
Total	1581.72	1.000	360.09	85.06	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

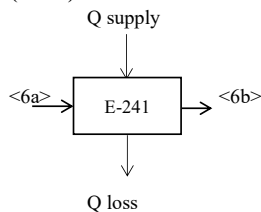
	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72265	β	0.02089
R	8.314	α (Tr)	0.87230
Tc (K)	360.08929	q	3.94305
Tr	1.30033	Z	0.93872
Pc	85.06	I	0.02177
Pr	0.34915	H^R/nRT	1.06923
ω	0.06289	H^R (kJ/h)	6,583,815.98

$$\sum \Delta H_{out} = 15,019,816.3 \text{ kJ/hr}$$

Tabel B.16 Neraca Energi COS Hydrolyzer R-210

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
In	15,015,479.91	Out	15,019,816.31
Panas Reaksi	4336.40		
Total Masuk	15,019,816.31	Total Masuk	15,019,816.31

6. Desulphurizer Preheater (E-241)



Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke Reaktor Desulphurizer

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 0,05 Q_{\text{supply}}$

Input

Aliran <6a> $P = 29.7 \text{ bar}$

$T = 195 \text{ }^{\circ}\text{C} = 468.236 \text{ K}$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.26	0.00016	95.58	0.01	0.00
COS	0.00	0.00000	0.01	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.59	0.29942	193.76	66.04	0.10
Total	1581.72	1.000	360.09	85.06	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha \text{ (Tr)}$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} \text{ (Tr ; } \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72265	β	0.02089
R	8.314	$\alpha \text{ (Tr)}$	0.87230
Tc (K)	360.08929	q	3.94305
Tr	1.30033	Z	0.93872
Pc	85.06	I	0.02177
Pr	0.34915	H^R/nRT	1.06924
ω	0.06289	$H^R \text{ (kJ/h)}$	6,583,820.63

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1793.68	116.95
CH ₄	1,226.52	76.66	6672.08	511,466.25
CO	15,005.97	535.93	4986.37	2,672,330.69
CO ₂	793.30	18.03	6968.27	125,635.43
H ₂	949.78	474.89	4976.68	2,363,377.59
H ₂ S	8.70	0.26	7209.79	1,844.80
COS	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂	61.20	2.19	4972.44	10,868.34

Ash	0.34	0.01	8718.18	50.10
Tar	8.60	0.11	18548.90	2,045.14
H2O	8,524.7	473.59	5802.99	2,748,265.06
Total				8,436,000

$$\sum \Delta H_{in} = 15,019,821 \text{ kJ/hr}$$

2 Superheated Steam

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 673.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$H_v = 3,231.57 \text{ kJ/kg}$$

Output

1 Aliran <6b>

$$P = 29.6 \text{ bar}$$

$$T = 390 \text{ }^{\circ}\text{C} = 663.15 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.26	0.00016	95.58	0.01	0.00
COS	0.00	0.00000	0.01	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H2O	473.59	0.29942	193.76	66.04	0.10
Total	1581.72	1.000	360.09	85.06	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72265	β	0.01470
R	8.314	$\alpha (Tr)$	0.69219
Tc (K)	360.08929	q	2.20924
Tr	1.84163	Z	0.98310
Pc	85.06	I	0.01473
Pr	0.34797	H^R/nRT	1.03526
ω	0.06289	H^R (kJ/h)	9,028,185.15

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	4640.12	302.54
CH ₄	1226.52	76.66	24387.34	1,869,477.55
CO	15005.97	535.93	10845.44	5,812,372.27
CO ₂	793.30	18.03	15895.28	286,586.15
H ₂	949.78	474.89	10882.18	5,167,844.88
H ₂ S	8.70	0.26	13263.81	3,393.86
COS	0.00	0.00	0.00	-
N ₂	61.20	2.19	10779.40	23,560.70
Ash	0.34	0.01	21296.80	122.38
Tar	8.60	0.11	48248.24	5,319.68
H ₂ O	8524.70	473.59	12724.98	6,026,478.99
Total				19,195,459.00

$$\sum \Delta H_{out} = 28,223,644 \text{ kJ/hr}$$

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + Q_{loss}$$

$$Q_s - 0.05 Q_s = H_{out} - H_{in}$$

$$0.95 Q_s = 13,203,823.18$$

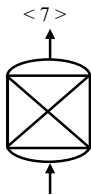
$$Q_{supply} = 13,898,761.25 \text{ kJ}$$

maka steam yang dibutuhkan adalah = 4300.931512 kg

Tabel B.17 Neraca Energi Desulphurizer Preheater E-241

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	15,019,820.97	Syngas Out	28,223,644.15
Q supply	13,898,761.25	Q loss	694,938.06
Total Masuk	28,918,582.21	Total Keluar	28,918,582.21

7. Desulphurizer Tank (D-240)



Fungsi : Menghilangkan H₂S dari syngas dengan absorben ZnO

Kondisi Operasi

$$T = 390 \text{ }^{\circ}\text{C} = 663.15 \text{ K}$$

$$P = 29.6 \text{ bar}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Input

1 Aliran <6>

$$T = 390 \text{ }^{\circ}\text{C} = 663.15 \text{ K}$$

> Perhitungan IHR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.26	0.00016	95.58	0.01	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.59	0.29942	193.76	66.04	0.10
Total	1581.72	1.000	360.08	85.06	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

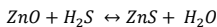
	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72261	β	0.01470
R	8.314	α (Tr)	0.69217
Tc (K)	360.07590	q	2.20909
Tr	1.84170	Z	0.98310
Pc	85.06	I	0.01473
Pr	0.34797	H^R/nRT	1.03525
ω	0.06289	H^R (kJ/h)	9,028,163.87

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	4640.12	302.54
CH ₄	1226.52	76.66	24387.34	1,869,477.55
CO	15005.97	535.93	10845.44	5,812,372.27
CO ₂	793.30	18.03	15895.28	286,586.15
H ₂	949.78	474.89	10882.18	5,167,844.88
H ₂ S	8.70	0.26	13263.81	3,393.86
N ₂	61.20	2.19	10779.40	23,560.70
Ash	0.34	0.01	21296.80	122.38
Tar	8.60	0.11	48248.24	5,319.68
H ₂ O	8524.70	473.59	12724.98	6,026,478.99
Total				19,195,459.00

$$\sum \Delta H_{in} = 28,223,623 \text{ kJ/hr}$$

Reaksi



Komponen	Mol	Hf°	Mol x Hf°	
ZnO	0.25	-350500.00	-89147.67	kJ
H ₂ S	0.25	-20600.00	-5239.492	kJ
ZnS	0.25	-202900.00	-51606.45	kJ
H ₂ O	0.25	-241800.00	-61500.44	kJ

$$\begin{aligned}\Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= -113106.895 - -94387.157 \\ &= -18719.738 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

Output

1 Aliran <7>

$$P = 28.5868 \text{ bar}$$

$$T = 403 \text{ }^{\circ}\text{C} = 675.697 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.57	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.85	0.29958	193.87	66.07	0.10
Total	1581.72	1.000	265.17	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(\text{Tr}; \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72261	β	0.01026
R	8.314	α (Tr)	0.51750
Tc (K)	265.17475	q	1.19374
Tr	2.54812	Z	0.99836
Pc	85.09	I	0.01017
Pr	0.33598	H^R/nRT	1.01905
ω	0.06293	H^R (kJ/h)	9,055,008.39

> Perhitungan Hig

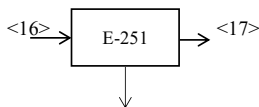
Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (J/hr)
C	0.78	0.07	4640.12	302.54
CH ₄	1226.52	76.66	16206.90	1,242,383.42
CO	15005.97	535.93	11228.18	6,017,491.06
CO ₂	793.30	18.03	16500.05	297,489.94
H ₂	949.78	474.89	11273.60	5,353,726.81
H ₂ S	0.03	0.002	13745.78	21.03
N ₂	61.20	2.19	11158.26	24,388.77
Ash	0.34	0.01	22169.50	127.39
Tar	8.60	0.11	50411.08	5,558.14
H ₂ O	8529.28	473.85	13181.10	6,245,845.11
Total				19,187,334.22

$$\Sigma \Delta H_{out} = 28,242,343 \text{ J/hr}$$

Tabel B.18 Neraca Energi Desulphurizer Tank (D-240)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	28,223,622.87	Syngas Out	28,242,342.61
Panas Reaksi	18719.74		
Total Masuk	28,242,342.61	Total Masuk	28,242,342.61

8. Scrubber Cooler (E-251)



Q serap

Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke Tar Scrubber

Input

Aliran <7a> P = 28.6 bar

T = 403 °C = 675.697 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.57	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.85	0.29958	193.87	66.07	0.10

Total	1581.72	1.000	265.17	85.09	0.06
--------------	---------	-------	--------	-------	------

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72261	β	0.01026
R	8.314	α (Tr)	0.51750
Tc (K)	265.17475	q	1.19374
Tr	2.54812	Z	0.99836
Pc	85.09	I	0.01017
Pr	0.33598	H^R/nRT	1.01905
ω	0.06293	H^R (kJ/h)	9,055,008.71

>Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	4,640.1	302.54
CH ₄	1,226.52	76.66	16,206.9	1,242,383.42
CO	15,005.97	535.93	11,228.2	6,017,491.06
CO ₂	793.30	18.03	16,500.1	297,489.94
H ₂	949.78	474.89	11,273.6	5,353,726.81
H ₂ S	0.03	0.00	13,745.8	21.03
N ₂	61.20	2.19	11,158.3	24,388.77
Ash	0.34	0.01	22,169.5	127.39
Tar	8.60	0.11	50,411.1	5,558.14
H ₂ O	8,529.28	473.85	13,181.1	6,245,845.11
Total				19,187,334

$$\sum \Delta H_{in} = 28,242,343 \text{ kJ/hr}$$

Output

1 Aliran <7b>

$$P = 28.4868 \text{ bar}$$

$$T = 220 \text{ }^{\circ}\text{C} = 493.15 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04846	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33883	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30024	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.57	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00

Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H2O	473.85	0.29958	193.87	66.07	0.10
Total	1581.72	1.000	265.17	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.72261	β	0.01400
R	8.314	α (Tr)	0.68695
Tc (K)	265.17475	q	2.17120
Tr	1.85972	Z	0.98439
Pc	85.09	I	0.01403
Pr	0.33480	H^R/nRT	1.03329
ω	0.06293	H^R (kJ/h)	6,701,002.25

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	2114.07	137.84
CH ₄	1226.52	76.66	7744.99	593,713.24
CO	15005.97	535.93	5725.98	3,068,710.28
CO ₂	793.30	18.03	8057.09	145,266.44
H ₂	949.78	474.89	6637.08	3,151,888.04
H ₂ S	0.03	0.00	6886.42	10.53
N ₂	61.20	2.19	5707.17	12,474.25
Ash	0.34	0.01	10198.61	58.60
Tar	8.60	0.11	21894.41	2,414.00
H2O	8529.28	473.85	6670.44	3,160,778.21
Total				10,135,451.43

$$\sum \Delta H_{ou} = 16,836,454 \text{ kJ/hr}$$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{ou} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K}$$

$$Q = \Delta H_{syngas in} - \Delta H_{syngas out} = m_{air} \cdot C_p \text{ air} \cdot \Delta T$$

$$Q = 28,242,343 - 16,836,454 = m_{air} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$$

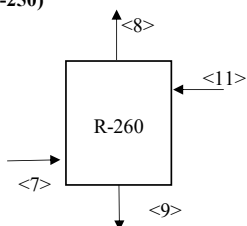
$$= 11,405,889 \text{ kJ/hr} = 753.09 m_{air}$$

$$m_{air} = 15,145.45 \text{ kgmol} = 272,618.15 \text{ kg}$$

Tabel B.19 Neraca Energi Scrubber Cooler E-251

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	28,242,342.93	Syngas Out	16,836,453.69
		Q serap	11,405,889.24
Total Masuk	28,242,342.93	Total Keluar	28,242,342.93

9. Tar Scrubber (D-250)



Fungsi : Menghilangkan tar dari syngas menggunakan air

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Input

1 Aliran <7>

$$P = 28.4868 \text{ bar}$$

$$T = 220 \text{ }^{\circ}\text{C} = 493.15 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.05	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.34	45.04	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00	0.57	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00	0.17	0.05	0.00
Ash	0.01	0.00	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.85	0.30	193.87	66.07	0.10
Total	1581.72	1.00	265.17	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{\text{PR}}(\text{Tr}; \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
--	-------	--	-------

Flowrate	1581.72261	β	0.01400
R	8.314	α (Tr)	0.68695
Tc (K)	265.17475	q	2.17120
Tr	1.85972	Z	0.98439
Pc	85.09	I	0.01403
Pr	0.33480	H^R/nRT	1.03329
ω	0.06293	H^R (kJ/h)	6,701,000.74

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (J/hr)
C	0.78	0.07	2114.07	137.84
CH ₄	1226.52	76.66	7744.99	593,713.24
CO	15005.97	535.93	5725.98	3,068,710.28
CO ₂	793.30	18.03	8057.09	145,266.44
H ₂	949.78	474.89	6637.08	3,151,888.04
H ₂ S	0.03	0.00	6886.42	10.53
N ₂	61.20	2.19	5707.17	12,474.25
Ash	0.34	0.01	10198.61	58.60
Tar	8.60	0.11	21894.41	2,414.00
H ₂ O	8529.28	473.85	6670.44	3,160,778.21
Total				10,135,451.43

$$\Sigma \Delta H_{in} = 16,836,452 \text{ kJ/hr}$$

2 Air Proses = Aliran 20

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Massa} = 318,169.2 \text{ kg} = 26,514.1 \text{ kgmol}$$

$$\text{Entalpi} = 9,983,751.16 \text{ kJ/hr}$$

Output

1 Aliran <8>

$$T = 190 \text{ }^{\circ}\text{C} = \underline{463.15 \text{ K}}$$

$$P = 28.2868 \text{ bar}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33890	45.05	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00

Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H2O	473.59	0.29949	193.81	66.05	0.10
Total	1581.35	1.000	264.80	85.07	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.35383	β	0.01479
R	8.314	α (Tr)	0.71951
Tc (K)	264.79916	q	2.41799
Tr	1.74906	Z	0.97986
Pc	85.07	I	0.01487
Pr	0.33253	H^R/nRT	1.03699
ω	0.06288	H^R (kJ/h)	6,314,449.52

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1729.98	112.80
CH ₄	1226.52	76.66	6456.03	494904.37
CO	15005.97	535.93	4835.72	2591596.46
CO ₂	793.30	18.03	6748.04	121664.74
H ₂	949.78	474.89	4825.87	2291758.01
H ₂ S	0.03	0.00	5796.28	4.52
N ₂	61.20	2.19	4822.71	10541.06
Ash	0.01	0.00	8421.58	0.97
Tar	0.17	0.00	17884.07	39.38
H ₂ O	8529.28	473.59	5626.54	2664695.89
Total				8,175,318.21

$$\sum \Delta H_{<8>} = 14,489,768 \text{ kJ/hr}$$

2. Aliran <9>

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

> Perhitungan Hig

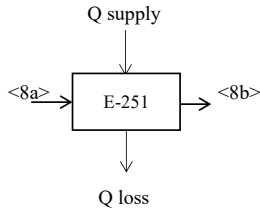
Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
Tar	8.43	0.11	427.46	46.12
H2O	318169.18	17676.07	168.10	2,971,415.79
Ash	0.34	0.01	216.68	1.22
Total	318177.95	17676.18	0.00	2,971,463.13

Tabel B.20 Neraca Energi Tar Scrubber

Aliran Masuk (kJ/hr)	Aliran Keluar (kJ/hr)
<7>	<8>
10,135,451.43	14,489,767.73

<11>	9,983,751.16	<9>	2,971,463.13
Total Masuk	20,119,202.60	Total Keluar	17,461,230.86

10. WGS Preheater (E-251)



Fungsi: memanaskan syngas sebelum masuk ke Reaktor Water Gas Shift

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 0,05 Q_{\text{supply}}$

Input

Aliran <8a> $P = 28.3 \text{ bar}$

$T = 190 \text{ }^{\circ}\text{C} = 463.15 \text{ K}$

$T = 190 \text{ }^{\circ}\text{C} = 463.15 \text{ K}$

$P = 28.2868 \text{ bar}$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33890	45.05	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	473.59	0.29949	193.81	66.05	0.10
Total	1581.35	1.000	264.80	85.07	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha \text{ (Tr)}$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} \text{ (Tr ; } \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.35383	β	0.01479
R	8.314	$\alpha \text{ (Tr)}$	0.71951
Tc (K)	264.79916	q	2.41799
Tr	1.74906	Z	0.97986
Pc	85.07	I	0.01487
Pr	0.33253	H^R/nRT	1.03699

ω	0.06288	H^R (kJ/h)	6,314,449.52
----------	---------	--------------	--------------

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1,729.98	112.80
CH ₄	1,226.52	76.66	6,456.03	494,904.37
CO	15,005.97	535.93	4,835.72	2,591,596.46
CO ₂	793.30	18.03	6,748.04	121,664.74
H ₂	949.78	474.89	4,825.87	2,291,758.01
H ₂ S	0.03	0.00	5,796.28	4.52
N ₂	61.20	2.19	4,822.71	10,541.06
Ash	0.01	0.00	8,421.58	0.97
Tar	0.17	0.00	17,884.1	39.38
H ₂ O	8,529.28	473.59	5,626.54	2,664,695.89
Total				8,175,318

$$\sum \Delta H_{in} = 14,489,768 \text{ kJ/hr}$$

2 Steam

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 673.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$\text{Entalpi} = 3,231.57 \text{ kJ/kg}$$

Output

1 Aliran <8b>

$$P = 28.2 \text{ bar}$$

$$T = 320 \text{ }^{\circ}\text{C} = 593.15 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33890	45.05	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	473.59	0.29949	193.81	66.05	0.10
Total	1581.35	1.000	264.80	85.07	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.35383	β	0.01151
R	8.314	α (Tr)	0.58722
Tc (K)	264.79916	q	1.54088
Tr	2.24000	Z	0.99428
Pc	85.07	I	0.01144
Pr	0.33135	H^R/nRT	1.02355
ω	0.06288	H^R (kJ/h)	7,981,984.59

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.78	0.07	3532.04	230.29
CH ₄	1226.52	76.66	12271.56	940,709.20
CO	15005.97	535.93	8722.11	4,674,416.32
CO ₂	793.30	18.03	12585.19	226,906.43
H ₂	949.78	474.89	8728.02	4,144,854.79
H ₂ S	0.03	0.00	10600.05	8.26
N ₂	61.20	2.19	8677.55	18,966.64
Ash	0.01	0.00	16544.60	1.90
Tar	0.17	0.00	36701.15	80.82
H ₂ O	8529.28	473.59	10203.20	4,832,175.91
Total				14,838,350.56

$$\Sigma \Delta H \text{ out} = 22,820,335 \text{ kJ/hr}$$

$$H \text{ in} + Q_s = H \text{ out} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_s - 0.05 Q_s = H_3 - H_2$$

$$0.95 Q_s = 8330567.420$$

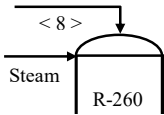
$$Q \text{ supply} = 8,769,018.34 \text{ kJ}$$

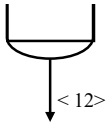
maka massa steam yang dibutuhkan adalah = 2713.547389 kg

Tabel B.21 Neraca Energi Water Gas Shift Reactor Preheater E-251

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	14,489,767.73	Syngas Out	22,820,335.15
Q supply	8,769,018.34	Q loss	438,450.92
Total Masuk	23,258,786.06	Total Keluar	23,258,786.06

11. Water Gas Shift Reactor (R-260)





Fungsi : menaikkan rasio H₂/CO = 3 sehingga sesuai dengan spek dari lisensor reaktor metanol

Input

1 Aliran <8>

P = 28.1868 bar

T = 320 °C = 593.15 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33890	45.05	11.86	0.02
CO ₂	18.03	0.01140	3.47	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00138	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	473.59	0.29949	193.81	66.05	0.10
Total	1581.35	1.000	264.80	85.07	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Z _c
α _{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.35383	β	0.01151
R	8.314	α (Tr)	0.58722
T _c (K)	264.79916	q	1.54088
Tr	2.24000	Z	0.99428
P _c	85.07	I	0.01144
Pr	0.33135	H ^R /nRT	1.02355
ω	0.06288	H^R (kJ/h)	7,981,984.59

> Perhitungan Hig

Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (J/hr)
C	0.78	0.07	3,532.04	230.29
CH ₄	1,226.52	76.66	12,271.56	940,709.20

CO	15,005.97	535.93	8,722.11	4,674,416.32
CO ₂	793.30	18.03	12,585.19	226,906.43
H ₂	949.78	474.89	8,728.02	4,144,854.79
H ₂ S	0.03	0.00	10,600.05	8.26
N ₂	61.20	2.19	8,677.55	18,966.64
Ash	0.01	0.00	16,544.60	1.90
Tar	0.17	0.00	36,701.15	80.82
H ₂ O	8,529.28	473.59	10,203.20	4,832,175.91
Total				14,838,350.56

$$\sum \Delta H_{in} = 22,820,335 \text{ kJ/hr}$$

2 Superheated Steam

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 673.15 \text{ K}$$

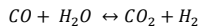
$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$H_v = 2,803.26 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{mol Steam} = 55.56 \text{ kgmol}$$

$$\text{massa Steam} = 1,000.0 \text{ kg}$$

Reaksi



Komponen	Mol	Hf ^o	Mol x Hf ^o
CO	276.0	-110540.0	-30509336.4 J
H ₂ O	276.0	-241800.0	-66737448.3 J
CO ₂	276.0	-393510.0	-108609815.0 J
H ₂	276.0	0.0	0.0 J

$$\begin{aligned} \Delta H_{rx}^o &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -108,609,815.00 - (-97,246,784.62) \\ &= -11,363,030.4 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Output

1 Aliran <12>

$$P = 27.9868 \text{ bar}$$

$$T = 347 \text{ }^{\circ}\text{C} = 619.969 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01
CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04
H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00

Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	253.4	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.2	1.000	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.01165
R	8.314	α (Tr)	0.51127
T _c (K)	203.21291	q	0.98503
Tr	3.05084	Z	1.00057
P _c	61.26	I	0.01151
Pr	0.45684	H ^R /nRT	1.01873
ω	0.00455	H^R (kJ/h)	8,596,656.87

> Perhitungan Hig

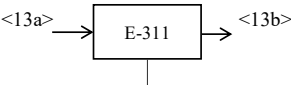
Komponen	Massa	Mol	cp dT	H (kJ/hr)
C	0.8	0.07	3,946.0	257.28
CH ₄	1,226.5	76.66	13,535.6	1,037,605.87
CO	7,277.9	259.92	9,533.2	2,477,908.30
CO ₂	12,937.4	294.03	13,840.3	4,069,508.44
H ₂	1,501.8	750.89	9,547.9	7,169,465.83
H ₂ S	0.0	0.00	11,615.1	9.05
N ₂	61.2	2.19	9,480.5	20,721.71
Ash	0.0	0.00	18,339.9	2.11
Tar	0.2	0.00	41,018.0	90.32
H ₂ O	4,561.2	253.40	11,164.7	2,829,155.14
Total	27,567.0			17,604,724.06

$$\sum \Delta H_{\text{out}} = 26,201,380.9 \text{ kJ/hr}$$

Tabel B.22 Neraca Energi Water Gas Shift Reactor

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	14,838,350.56	Syngas Out	26,201,380.94
Panas Reaksi	11,363,030.38		
Total Masuk	26,201,380.94	Total Keluar	26,201,380.94

12. Syngas Cooler I (E-311)



↓

Q serap

Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke Methanol Reactor untuk menjadi stream panas.

Rasio feed yang menjadi aliran panas:dingin adalah 1:1

Input

Aliran <13a> P = 50 bar = 725.189 psia
T = 561 °C = 833.65 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01
CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04
H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	253.4	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.2	1.0	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.01548
R	8.314	α (Tr)	0.37044
Tc (K)	203.21291	q	0.53077
Tr	4.10235	Z	1.00769
Pc	61.26	I	0.01513
Pr	0.81616	H^R/nRT	1.02137
ω	0.00455	H^R (kJ/h)	11,589,568.01

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	7,675.5	500.46
CH ₄	1,226.52	76.66	23,780.9	1,822,989.68
CO	7,277.90	259.92	16,090.5	4,182,321.68
CO ₂	12,937.42	294.03	23,911.9	7,030,871.79
H ₂	1,501.79	750.89	16,398.2	12,313,335.37
H ₂ S	0.03	0.00	19,871.7	15.48

N ₂	61.20	2.19	15,984.8	34,938.23
Ash	0.01	0.00	33,489.5	3.85
Tar	0.17	0.00	79,767	175.65
H ₂ O	4,561.2	253.40	19,014.1	4,818,212.41
Total				30,203,365

$$\sum \Delta H_{\text{Syngas in}} = 41,792,933 \text{ kJ/hr}$$

$$\sum \Delta H_{\text{in}} = 41,792,932.606 \text{ kJ/hr}$$

Output

Aliran <13b> P = 50 bar = 725.189 psia
T = 220 °C = 493.15 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01
CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04
H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	253.40	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.16	1.0	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
α _{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.02616
R	8.314	α (Tr)	0.61954
Tc (K)	203.21291	q	1.50059
Tr	2.42677	Z	0.98945
Pc	61.26	I	0.02577
Pr	0.81616	H ^R /nRT	1.04901
ω	0.00455	H^R (kJ/h)	7,041,406.18

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	2114.0746	137.84
CH ₄	1,226.52	76.66	7744.9922	593,713.24

CO	7,277.90	259.92	5725.9799	1,488,324.48
CO ₂	12,937.4	294.03	8057.0917	2,369,045.35
H ₂	1,501.79	750.89	5717.446	4,293,191.69
H ₂ S	0.03	0.00	6886.4209	5.37
N ₂	61.20	2.19	5707.1737	12,474.25
Ash	0.01	0.00	10198.607	1.17
Tar	0.17	0.00	21894.409	48.21
H ₂ O	4,561.23	253.40	6670.4374	1,690,299.45
Total				10447241.06

$$\Sigma \Delta H \text{ syngas out} = 17488647.239 \text{ kJ/hr}$$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K}$$

$$Q = \Delta H \text{ syngas in} - \Delta H \text{ syngas out} = m \text{ air} \cdot C_p \text{ air} \cdot \Delta T$$

$$Q = 41,792,933 - 17,488,647 = m \text{ air} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$$

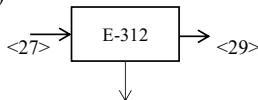
$$= 24,304,285 \text{ J/hr} = 753.09 \text{ m air}$$

$$m \text{ air} = 32,272.75 \text{ mol} = 1,792.931 \text{ kg}$$

Tabel B.19 Neraca Energi Syngas Cooler E-213

Aliran Masuk (J/hr)		Aliran Keluar (J/hr)	
Syngas In	41,792,933	Syngas Out	17,488,647
		Q serap	24,304,285
Total Masuk	41,792,933	Total Keluar	41,792,933

18. Syngas Cooler II (E-312)



Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke Methanol Reactor sebagai aliran dingin (quench)

Input

$$\text{Aliran } \langle 14a \rangle \quad P = 50 \text{ bar} = 725.189 \text{ psia}$$

$$T = 561 \text{ }^{\circ}\text{C} = 833.65 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01

CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04
H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	253.40	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.16	1.0	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.01548
R	8.314	α (Tr)	0.37044
T _c (K)	203.21291	q	0.53077
Tr	4.10235	Z	1.00769
P _c	61.26	I	0.01513
Pr	0.81616	H ^R /nRT	1.02137
ω	0.00455	H^R (kJ/h)	11589568.006

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	C _p dT	H ^{ig} (kJ/hr)
C	0.78	0.07	7675.5108	500.46
CH ₄	1,226.52	76.66	23780.91	1822989.68
CO	7,277.90	259.92	16090.503	4182321.68
CO ₂	12,937.42	294.03	23911.901	7030871.79
H ₂	1,501.79	750.89	16398.25	12313335.37
H ₂ S	0.03	0.00	19871.75	15.48
N ₂	61.20	2.19	15984.812	34938.23
Ash	0.01	0.00	33489.526	3.85
Tar	0.17	0.00	79767.303	175.65
H ₂ O	4,561.23	253.40	19014.136	4818212.41
Total				30203364.60

$\sum \Delta H$ Syngas in = 41,792,933 kJ/hr

Output

Aliran <14b> P = 50 bar = 725.189 psia
T = 120 °C = 393.15 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01
CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04
H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	253.40	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.16	1.0	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.03282
R	8.314	α (Tr)	0.72386
Tc (K)	203.21291	q	2.19922
Tr	1.93467	Z	0.96511
Pc	61.26	I	0.03291
Pr	0.81616	H^R/nRT	1.07292
ω	0.00455	H^R (J/h)	5741525.478

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	914.04907	59.60
CH ₄	1,226.52	76.66	3586.8318	274958.25
CO	7,277.90	259.92	2772.7714	720712.19
CO ₂	12,937.42	294.03	3772.6552	1109282.56
H ₂	1,501.79	750.89	2762.6302	2074440.37
H ₂ S	0.03	0.00	3297.1497	2.57
N ₂	61.20	2.19	2769.1126	6052.49
Ash	0.01	0.00	4547.8754	0.52
Tar	0.17	0.00	9388.7696	20.67
H ₂ O	4,561.23	253.40	3217.5155	815323.55
Total				5000852.78

$$\Sigma \Delta H \text{ Syngas out} = 10,742,378 \text{ kJ/hr}$$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 312.15 \text{ K}$$

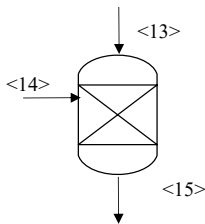
$$\begin{aligned}
 T_{\text{out}} &= 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K} \\
 C_p &= 75.309 \text{ J/mol.K} \\
 \text{Entalpi} &= 46,575,831.52 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \Delta H_{\text{syngas in}} - \Delta H_{\text{syngas out}} = m_{\text{air}} \cdot C_p_{\text{air}} \cdot \Delta T \\
 Q &= 41,792,933 - 10,742,378 = m_{\text{air}} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15) \\
 &= \mathbf{31,050,554 \text{ J/hr}} = 753.09 \text{ m air} \\
 m_{\text{air}} &= 41,230.87 \text{ kmol} = 494,770.42 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.19 Neraca Energi Syngas Cooler E-213

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	41792932.61	Syngas Out	10742378.26
		Q serap	31050554.34
Total Masuk	41,792,932.61	Total Keluar	41,792,932.61

17. Methanol Reactor (R-310)



Keterangan

- <13> = Aliran syngas (panas) masuk reaktor
- <14> = Aliran syngas (*quench*) masuk reaktor
- <15> = Aliran metanol keluar reaktor

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan metanol dari syngas

Kondisi Operasi

Aliran 14

$$\begin{aligned}
 P1 &= 50 \text{ bar} \\
 T1 &= 120 \text{ C} = 393.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Aliran 13

$$\begin{aligned}
 P2 &= 50 \text{ bar} \\
 T2 &= 220 \text{ C} = 493.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Aliran 15

$$\begin{aligned}
 P3 &= 50 \text{ bar} \\
 T3 &= 703.569 \text{ C} = 976.719 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Referensi

$$\begin{aligned}
 P &= 1.01325 \text{ bar} \\
 T &= 25 \text{ C} = 298.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Input

Energi masuk reaktor berasal dari 2 aliran, yakni aliran keluar syngas *cooler 1* dan aliran keluar side stream cooler. Aliran yang berasal dari side stream cooler memiliki suhu yang lebih rendah dibandingkan dengan aliran keluar syngas cooler I. Maka dari itu aliran ini berfungsi sebagai *quench* pada reaktor yang masuk dari samping reaktor. Aliran yang berasal dari syngas cooler I memiliki suhu keluaran yang lebih tinggi yang masuk dari atas reaktor.

Komponen	Aliran Panas		Aliran Dingin		Total Input	
	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa	Mol
C	0.78	0.07	0.78	0.07	1.56	0.13
CH ₄	1,226.52	76.66	1,226.52	76.66	2,453.05	153.32
CO	7,277.90	259.92	7,277.90	259.92	14,555.79	519.85
CO ₂	12,937.42	294.03	12,937.42	294.03	25,874.8	588.06
H ₂	1,501.79	750.89	1,501.79	750.89	3,003.57	1501.79
H ₂ S	0.03	0.00	0.03	0.00	0.05	0.00
N ₂	61.20	2.19	61.20	2.19	122.40	4.37
Ash	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00
Tar	0.17	0.00	0.17	0.00	0.34	0.00
H ₂ O	4561.23	253.40	4561.23	253.40	9122.46	506.80
Total	27,567.0	1,637.16	27,567.0	1,637.16	55,134.1	3,274.33

Sehingga dapat diperoleh jumlah energi yang masuk ke dalam reaktor sebesar :

Energi Aliran Panas	=	17488647	kJ/h
Energi Aliran Dingin	=	10742378	kJ/h
Total	=	28231025	kJ/h

Reaksi

Reaksi 1)

Komponen	Mol	Hf°	Mol x Hf°
CO	256.21	-110540.00	-28321224.53 kJ
H ₂	512.42	0.00	0 kJ
CH ₃ OH	256.21	-201170.00	-51541349.18 kJ

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{rx}^{\circ} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\
 &= -51541349 - -28321224.53 \\
 &= -23220124.65 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2)

Komponen	Mol	Hf°	Mol x Hf°
CO	27.93	-110540.00	-3087721.578 kJ
H ₂	83.80	0.00	0 kJ
CH ₃ OH	27.93	-201170.00	-5619295.729 kJ
H ₂ O	27.93	-241800.00	-6754216.37 kJ

$$\Delta H_{rx}^{\circ} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= -12373512 - -3087721.578 \\
 &= -9285790.521 \text{ kJ/hr} \\
 \sum \Delta H_{rx}^o &= \Delta H_{rx1}^o + \Delta H_{rx2}^o \\
 \sum \Delta H_{rx}^o &= -32505915.2 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

Output

Asumsi reaktor adiabatik ($Q = 0$) untuk menemukan suhu keluar reaktor

$$\begin{aligned}
 28231025 - H_{out} - -32505915 &= 0 \\
 H_{out} &= 60736940.67 \text{ kJ/hr} \\
 T_{out} &= 976.719 \text{ K} = 703.5693052 \text{ C} \\
 P_{out} &= 49.8 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.13	0.00004	2.50	0.08	0.00
CH ₄	153.32	0.04308	8.21	1.98	0.00
CO	519.85	0.14609	19.42	5.11	0.01
CO ₂	588.06	0.16526	50.27	12.20	0.04
H ₂	1501.79	0.42203	14.00	5.54	-0.09
H ₂ S	0.00	0.00000	0.58	0.00	0.00
N ₂	4.37	0.00123	0.15	0.04	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	506.80	0.14242	92.17	31.41	0.05
CH ₃ OH	284.14	0.07985	40.93	6.46	0.05
Total	3558.47	1.0	228.23	62.84	0.05

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	3558.46847	β	0.01441
R	8.314	α (Tr)	0.26929
Tc (K)	228.22993	q	0.36986
Tr	4.27954	Z	1.00934
Pc	62.84	I	0.01407
Pr	0.79255	H^R/nRT	1.01924
ω	0.04938	H^R (kJ/h)	29,452,302.24

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.13	10514.708	1,371.15
CH ₄	1,223.83	76.47	29801.242	2,278,797.45

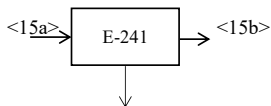
CO	104.11	3.72	20525.972	76,293.51
CO ₂	11,711.0	266.10	31921.607	8,494,315.50
H ₂	309.36	154.68	21520.808	3,328,799.81
H ₂ S	0.03	0.00	25342.662	39.49
N ₂	61.20	4.37	20447.628	89,385.35
Ash	61.20	0.00	43841.216	10.08
Tar	0.01	0.00	109266.81	481.22
H ₂ O	5064.02	281.33	24388.467	6,861,321.00
CH ₃ OH	9092.51	284.14	35735.159	10,153,823.89
Total				31,284,638.43

$$\sum \Delta H_{\text{out}} = 60,736,940.67 \text{ kJ/hr}$$

Tabel B.26 Neraca Energi Methanol Reactor (R-310)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	28,231,025.50	Syngas Out	60,736,940.67
Panas reaksi	32,505,915.17		
Total Masuk	60,736,940.67	Total Keluar	60,736,940.67

16. Crude Methanol Cooler (E-313)



Q serap

Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke Methanol Reactor sebagai aliran dingin (quench)

Input

Aliran <15a> P = 49.8 bar = 722.288 psia
 T = 704 °C = 976.719 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.13	0.00012	8.29	0.27	0.00
CH ₄	76.47	0.07140	13.61	3.29	0.00
CO	3.72	0.00347	0.46	0.12	0.00
CO ₂	266.10	0.24847	75.58	18.34	0.06
H ₂	154.68	0.14443	4.79	1.90	-0.03
H ₂ S	0.00	0.00000	0.58	0.00	0.00
N ₂	4.37	0.00408	0.51	0.14	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	281.33	0.26270	170.00	57.94	0.09
CH ₃ OH	284.14	0.26532	136.00	21.48	0.15
Total	1070.94	1.0	409.83	103.48	0.27

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1070.94458	β	0.01571
R	8.314	α (Tr)	0.33966
Tc (K)	409.83223	q	0.83773
Tr	2.38322	Z	1.00279
Pc	103.48	I	0.01543
Pr	0.48127	H^R/nRT	1.03178
ω	0.26705	H^R (kJ/h)	8972941.608

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.13	10514.708	1,371.15
CH ₄	1,223.83	76.47	29801.242	2,278,797.45
CO	104.11	3.72	20525.972	76,293.51
CO ₂	11,711.0	266.10	31020.151	8,254,438.95
H ₂	309.36	154.68	21520.808	3,328,799.81
H ₂ S	0.03	0.00	25342.662	39.49
N ₂	61.20	4.37	20447.628	89,385.35
Ash	61.20	0.00	43841.216	10.08
Tar	0.01	0.00	109266.81	481.22
H ₂ O	5,064.02	281.33	24388.467	6,861,321.00
CH ₃ OH	9,092.51	284.14	35735.159	10,153,823.89
Total				31044761.88

$$\sum \Delta H_{\text{Syngas in}} = 40,017,703 \quad \text{KJ/hr}$$

Output

Aliran <15b> P = 49.7 bar = 720.837 psia
 T = 118 °C = 390.935 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.13	0.00012	8.29	0.27	0.00
CH ₄	76.47	0.07140	13.61	3.29	0.00
CO	3.72	0.00347	0.46	0.12	0.00
CO ₂	266.10	0.24847	75.58	18.34	0.06
H ₂	154.68	0.14443	4.79	1.90	-0.03
H ₂ S	0.00	0.00000	0.58	0.00	0.00
N ₂	4.37	0.00408	0.51	0.14	0.00

Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	281.33	0.26270	170.00	57.94	0.09
CH ₃ OH	284.14	0.26532	136.00	21.48	0.15
Total	1070.94	1.0	409.83	103.48	0.27

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1070.94458	β	0.03917
R	8.314	α (Tr)	1.03611
T _c (K)	409.83223	q	6.38453
Tr	0.95389	Z	0.75346
P _c	103.48	I	0.04950
Pr	0.48031	H ^R /nRT	1.30698
ω	0.26705	H^R (kJ/h)	4549359.364

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	C _p dT	H ^{ig} (kJ/hr)
C	0.78	0.13	890.14248	116.08
CH ₄	1,223.83	76.47	3499.2652	267,576.66
CO	104.11	3.72	2707.8114	10,064.73
CO ₂	11,711.0	266.10	3681.8128	979,727.61
H ₂	309.36	154.68	2697.7312	417,280.19
H ₂ S	0.03	0.00	3219.0906	5.02
N ₂	61.20	4.37	2704.352	11,821.88
Ash	61.20	0.00	4432.083	1.02
Tar	0.01	0.00	9140.7961	40.26
H ₂ O	5,064.02	281.33	3141.8776	883,919.08
CH ₃ OH	9,092.51	284.14	4372.1596	1,242,309.79
Total				3812862.30

$$\Sigma \Delta H \text{ Syngas out} = 8,362,222 \text{ kJ/hr}$$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Q = \Delta H \text{ methanol in} - \Delta H \text{ methanol} = m_{\text{air}} \cdot C_p \text{ air} \cdot \Delta T$$

$$Q = 40,017,703 - 8,362,222 = m_{\text{air}} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$$

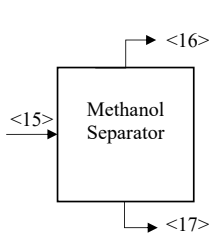
$$= 31,655,482 \text{ J/hr} = 753.09 \text{ m air}$$

$$m_{\text{air}} = 42,034.13 \text{ mol} = 756,614.31 \text{ kg/hr}$$

Tabel B.25 Neraca Energi Crude Methanol Cooler E-214

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Methanol In	40,017,703.49	Methanol Out	8,362,221.67
		Q serap	31,655,481.82
Total Masuk	40,017,703.49	Total Keluar	40,017,703.49

28. Methanol Separator (H-315)



Keterangan

<38> = Aliran methanol (gas) dari reaktor

<41> = Aliran *Top Product* Separator

<39> = Aliran *bottom product* separator menuju distillation column

Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan antara fase liquid dan gas pada metanol

Input

Aliran <27> P = 10 bar = 145.038 psia
 T = 118 °C = 390.935 K

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.13	0.00012	8.29	0.27	0.00
CH ₄	76.47	0.07140	13.61	3.29	0.00
CO	3.72	0.00347	0.46	0.12	0.00
CO ₂	266.10	0.24847	75.58	18.34	0.06
H ₂	154.68	0.14443	4.79	1.90	-0.03
H ₂ S	0.00	0.00000	0.58	0.00	0.00
N ₂	4.37	0.00408	0.51	0.14	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	281.33	0.26270	170.00	57.94	0.09
CH ₃ OH	284.14	0.26532	136.00	21.48	0.15
Total	1070.94	1.0	409.83	103.48	0.27

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
--	-------	--	-------

Flowrate	1070.94458	β	0.00788
R	8.314	α (Tr)	1.03611
Tc (K)	409.83223	q	6.38453
Tr	0.95389	Z	0.95566
Pc	103.48	I	0.00818
Pr	0.09664	H^R/nRT	1.04714
ω	0.26705	H^R (kJ/h)	3,644,893.10

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.13	890.14248	116.08
CH ₄	1,223.83	76.47	3499.2652	267,576.66
CO	104.11	3.72	2707.8114	10,064.73
CO ₂	11,711.0	266.10	3681.8128	979,727.61
H ₂	309.36	154.68	2697.7312	417,280.19
H ₂ S	0.03	0.00	3219.0906	5.02
N ₂	61.20	4.37	2704.352	11,821.88
Ash	61.20	0.00	4432.083	1.02
Tar	0.01	0.00	9140.7961	40.26
H ₂ O	5,064.02	281.33	3141.8776	883,919.08
CH ₃ OH	9,092.51	284.14	4372.1596	1,242,309.79
Total	27,628.1	1,070.94		3,812,862.30

$\Sigma \Delta H$ in = **7,457,755.41 kJ/hr**

Output

P = 10 bar = 145.038 psia
T = 55 °C = 328.15 K

Top product berupa gas

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
CH ₄	74.28	0.15108	28.79	6.96	0.00
CO	3.67	0.00746	0.99	0.26	0.00
CO ₂	242.33	0.49288	149.93	36.38	0.11
H ₂	151.80	0.30875	10.24	4.05	-0.07
H ₂ S	0.00	0.00000	0.20	0.00	0.00
N ₂	0.15	0.00031	0.04	0.01	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	3.73	0.00760	4.92	1.68	0.00
CH ₃ OH	15.69	0.03191	16.36	2.58	0.02
Total	491.67	1.0	211.47	51.93	0.07

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	491.66614	β	0.00965
R	8.314	α (Tr)	0.77926
Tc (K)	211.47417	q	2.95181
Tr	1.55173	Z	#REF!
Pc	51.93	I	#REF!
Pr	0.19258	H^R/nRT	#REF!
ω	0.06730	H^R (kJ/h)	#REF!

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.00	0.00	263.44097	0.00
CH ₄	1,191.48	74.28	1096.3847	81441.36
CO	102.72	3.67	872.83311	3200.94
CO ₂	10,665.1	242.33	1163.0657	281850.53
H ₂	306.02	151.80	867.47556	131684.80
H ₂ S	0.02	0.00	1030.3137	0.56
N ₂	4.32	0.15	872.69211	134.72
Ash	0.09	0.00	1339.44	0.00
Tar	0.00	0.00	2679.5785	0.00
H ₂ O	67.28	3.73	1010.4898	3773.98
CH ₃ OH	503.68	15.69	1363.6838	21397.45
Total	12,840.7	491.67		523484.33

$\Sigma \Delta H_{top} =$ #REF! kJ/hr

Bottom Product berupa liquid

> Perhitungan HR pada T operasi

$$\begin{aligned} P &= 10 \text{ bar} &= 145.038 \text{ psia} \\ T &= 55 \text{ }^\circ\text{C} &= 328.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Massa	Mol	Fraksi mol	z.Tc	z.Pc	z. ω
C	0.78	0.07	0.00011	7.72	0.25	0.00
CH ₄	32.35	2.02	0.00351	0.67	0.16	0.00
CO	1.39	0.05	0.00009	0.01	0.00	0.00
CO ₂	1045.90	23.77	0.04130	12.56	3.05	0.01
H ₂	3.34	1.66	0.00288	0.10	0.04	0.00
H ₂ S	0.0081949	0.00	0.00000	0.09	0.00	0.00
N ₂	56.88	2.03	0.00353	0.44	0.12	0.00
Ash	0.086	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00

Tar	0.01	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H2O	4996.74	277.36	0.48203	311.94	106.31	0.17
CH3OH	8588.83	268.45	0.46655	239.14	37.77	0.26
Total	14726.32	575.40	1.0	572.67	147.71	0.44

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

> Perhitungan HR pada T operasi

	Nilai		Nilai
Flowrate	14726.31669	β	0.00237
R	8.314	α (Tr)	1.54530
Tc (K)	572.67382	q	15.85143
Tr	0.57301	Z	0.96366
Pc	572.67	I	0.00245
Pr	0.01746	H^R/nRT	1.03296
ω	0.43951	H^R (kJ/h)	41,501,270.49

> Perhitungan HR pada T ref

$$P = 10 \text{ bar} = 145.038 \text{ psia}$$

$$T = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

	Nilai		Nilai
Flowrate	14726.31669	β	0.00001
R	8.314	α (Tr)	433.36845
Tc (K)	0.57301	q	4.89562
Tr	520.31906	Z	0.99996
Pc	147.71	I	0.00001
Pr	0.06770	H^R/nRT	0.99996
ω	0.43951	H^R (kJ/h)	36,502,488.60

$$\text{Selisih HR} = 4,998,781.89 \text{ kJ/h}$$

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig
C	0.78	0.07	263.44097	17.18
CH ₄	32.35	2.02	1096.3847	2211.29
CO	1.39	0.05	872.83311	43.32
CO ₂	1,045.90	23.77	1163.0657	27640.37
H ₂	3.34	1.66	867.47556	1437.76
H ₂ S	0.01	0.00	1030.3137	0.25
N ₂	56.88	2.03	872.69211	1771.82
Ash	0.09	0.00	1339.44	0.15
Tar	0.01	0.00	2679.5785	5.90
H2O	4,996.74	277.36	2258.6647	626466.04

CH3OH	8,588.83	268.45	2.44E+03	654828.64
Total	14,726.3	575.40		1314422.71

> Perhitungan ΔH^{lv}

Komponen	Tc	Pc	Tn	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647.1	220.55	373	0.5764	0.4607	51633.27101	56593.99451
CH3OH	512.6	80.96	337.9	0.6592	0	49636.8537	74724.19848

$$\Delta H_{lv} = (\text{mol H}_2\text{O} \times \Delta H_{lv} \text{ H}_2\text{O}) + (\text{mol CH}_3\text{OH} \times \Delta H_{lv} \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$= 35,756.70 \text{ kJ/hr}$$

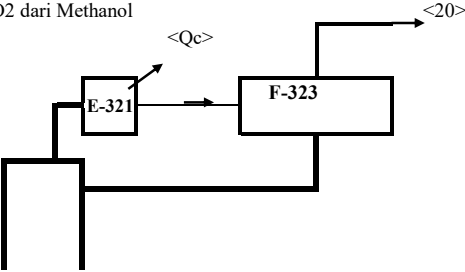
$$\Sigma \Delta H \text{ bottom} = \Delta H_{lv} + H_{ig} + \Delta H_r = 5,558,023 \text{ kJ/hr}$$

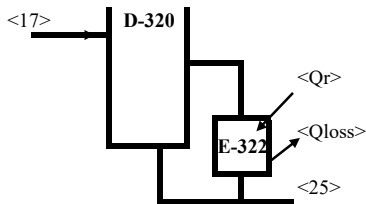
Tabel B.83 Neraca Energi *Methanol Separator*

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Inlet	7,457,755.41	Vapor	#REF!
		Liquid	5,558,022.92
Total Masuk	7,457,755.41	Total Keluar	#REF!

29.CO₂-Methanol Distillation Column (D-320)

Fungsi : Memisahkan CO₂ dari Methanol





Input

Aliran <17> P = 5 bar
 T = 55 °C = 328.15 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	263.44097	17.18
CH ₄	32.35	2.02	1096.3847	2211.29
CO	1.39	0.05	872.83311	43.32
CO ₂	1,045.90	23.77	1163.0657	27640.37
H ₂	3.34	1.66	867.47556	1437.76
H ₂ S	0.01	0.00	1030.3137	0.25
N ₂	56.88	2.03	872.69211	1771.82
Ash	0.09	0.00	1339.44	0.15
Tar	0.01	0.00	2679.5785	5.90
H ₂ O	4,996.74	277.36	1010.4898	280270.72
CH ₃ OH	8,588.83	268.45	1363.6838	366081.03
Total	14,726.3	575.40		679479.78

$\Sigma \Delta H$ in = **679479.78** kJ/hr

Output

Aliran <20> P = 4 bar
 T = 52 °C = 325.368 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.00	0.00	238.00941	0.00
CH ₄	32.31	2.02	993.36628	2005.96
CO	1.39	0.05	791.79657	39.29
CO ₂	1035.44	23.53	1054.0767	24805.37
H ₂	3.34	1.67	786.82789	1314.04
H ₂ S	0.01	0.00	934.36855	0.19
N ₂	0.11	0.00	791.7045	2.63
Ash	0.00	0.00	1211.3055	0.00
Tar	0.00	0.00	2419.6243	0.01

H2O	3.47	0.19	916.58652	176.89
CH3OH	85.89	2.68	1235.2595	3315.45
Total	1,162.0	30.15		31659.83

$$\Sigma \Delta H_{\text{top}} = 31659.83 \text{ kJ/hr}$$

Aliran <25> P = 5 bar
T = 132 °C = 405.15 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1,045.67	68.18
CH ₄	0.04	0.00	4,064.74	10.45
CO	0.00	0.00	3,125.08	0.06
CO ₂	10.46	0.24	4,267.19	1,014.33
H ₂	0.00	0.00	3,114.69	1.64
H ₂ S	0.00	0.00	3,721.18	0.15
N ₂	56.76	1.67	3,120.24	5,209.17
Ash	0.01	0.00	5,182.85	1.25
Tar	0.11	0.00	10,755.3	15.37
H2O	4,993.27	277.40	3,627.96	1,006,410.25
CH3OH	8,502.95	265.72	5,082.85	1,350,599.43
Total	13,564.4	545.10		2,363,330.29

$$\Sigma \Delta H_{\text{bot}} = 2363330.29 \text{ kJ/hr}$$

Maka Neraca Massa Untuk menghitung Qr adalah

$$H17 + Q_{\text{reboiler}} = H20 + H25 + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

$$0.95 Q_r = H20 + H25 + Q_c - H17$$

$$Q_{\text{reboiler}} = (H20 + H25 + Q_c - H17) / 0.95$$

$$Q_{\text{reboiler}} = 2,103,017.6 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam

$$T = 151.84 \text{ C}$$

$$P = 5 \text{ bar}$$

$$H_v = 2,748.11 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 640.19 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_{\text{steam}} = m \times (H_v - H_l)$$

$$m = Q_r / (H_v - H_l)$$

$$m = 997.67195 \text{ kg}$$

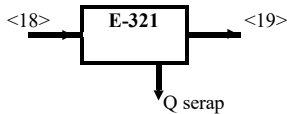
Tabel B.15 Neraca Energi Kolom Distilasi D-310

Aliran Masuk (kJ/hr)	Aliran Keluar (kJ/hr)
<17>	<25>
679,479.78	2,363,330.29

Q reboiler	2,103,017.64	<20>	31,659.83
		Q condenser	282,356.41
		Q loss	105,150.88
Total Masuk	2,782,497.41	Total Keluar	2,782,497.41

30. Condenser (E-321)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-320



$$Q \text{ serap} = \langle 19 \rangle - \langle 18 \rangle$$

Input

Aliran <18> P = 4 bar

T = 53 °C = 326.15 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
CH ₄	148.18	9.26	1022.2967	9,467.79
CO	6.37	0.23	814.57418	185.40
CO ₂	4748.81	107.93	1,084.69	117,067.90
H ₂	15.32	7.66	809.49419	6,200.11
N ₂	0.52	0.02	814.46913	15.10
Tar	0.01	0.00	2492.465	0.22
H ₂ O	15.93	0.89	942.97887	834.63
CH ₃ OH	393.91	12.31	1271.319	15,649.38
Total				133,771

> Perhitungan Panas Laten

Komponen	Massa	Mol	λ (kJ/kgmol)	H (kJ/hr)
CH ₄	148.18	9.26	7738	71,663.93
CO	6.37	0.23	5784	1,316.44
CO ₂	4748.81	107.93	1,501.08	162,007.42
H ₂	15.32	7.66	841.4	6,444.49
N ₂	0.52	0.02	1.09E+04	201.65
Tar	0.01	0.00	2.85E+04	2.52
H ₂ O	15.93	0.89	39330	34,810.78
CH ₃ OH	393.91	12.31	116.672	1,436.18
Total				277,883

Output

Aliran <19> P = 4 bar

T = 52 °C = 325.15 K

> Perhitungan H^{18}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
CH ₄	148.18	9.26	985.30726	9,125.22
CO	6.37	0.23	785.44869	178.77
CO ₂	4748.81	107.93	1,048.82	113,196.49
H ₂	15.32	7.66	780.51131	5,978.12
N ₂	0.52	0.02	785.36012	14.56
Tar	0.01	0.00	2399.356	0.21
H ₂ O	15.93	0.89	909.23149	804.76
CH ₃ OH	393.91	12.31	1225.2154	15,081.87
Total	5,329.04			129,298

2 Menghitung Q serap dan kebutuhan air pendingin

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Q = \Delta H_{syngas\ in} - \Delta H_{syngas\ out} = m_{air} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = 411,655 - 129,298 = m_{air} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$$

$$= 282,356 \text{ kJ/hr} = 753.09 \text{ m air}$$

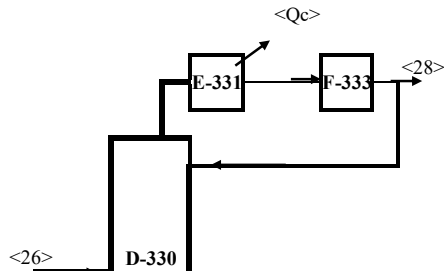
$$m_{air} = 374.93 \text{ mol} = 6,748.75 \text{ kg}$$

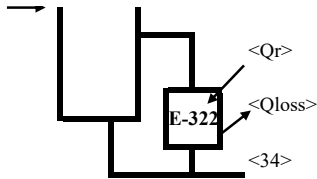
Tabel B.15 Neraca Energi Condenser E-321

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	411,654.54	Syngas Out	129,298.13
		Q serap	282,356.41
Total Masuk	411,654.54	Total Keluar	411,654.54

31. Methanol-Water Distillation Column (D-330)

Fungsi : Memisahkan H₂O dari Methanol





Input

Aliran <26> P = 3 bar
T = 116.96 °C = 390.11 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	881.31236	57.46
CH ₄	0.04	0.00	3466.8596	8.89
CO	0.00	0.00	2683.7393	0.05
CO ₂	10.46	0.24	3663.4244	870.62
H ₂	0.00	0.00	2673.6831	1.40
H ₂ S	0.00	0.00	3190.1744	0.13
N ₂	56.76	2.03	2680.3524	5431.07
Ash	0.01	0.00	4389.2774	1.05
Tar	0.11	0.00	9049.2248	12.93
H ₂ O	4,993.27	277.17	3113.852	863061.44
CH ₃ OH	8,502.95	265.37	4331.4555	1149432.87
Total	13,564.4	544.87		2018877.93

$\Sigma \Delta H_{in} = 2,018,877.93 \text{ kJ/hr}$

Output

Aliran <28> P = 1.5 bar = 21.7557 psia
T = 82 °C = 355.15 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.00	0.00	520.68924	0.00
CH ₄	0.04	0.00	2111.115	5.42
CO	0.00	0.00	1660.4294	0.03
CO ₂	10.46	0.24	2232.5405	530.57
H ₂	0.00	0.00	1652.2084	0.86
H ₂ S	0.00	0.00	1965.9386	0.08
N ₂	0.05	0.00	1659.3979	3.11
Ash	0.07	0.00	2623.1662	0.00
Tar	0.00	0.00	5320.7204	4.99
H ₂ O	0.50	0.03	1924.1001	53.33

CH3OH	8490.19	264.97	2631.4064	697245.55
Total	8,501.3	265.24		697843.94

$$\Sigma \Delta H_{\text{top}} = \mathbf{697,843.94 \text{ kJ/hr}}$$

Aliran <34> P = 3 bar = 43.5113 psia
 T = 130 °C = 403.15 K

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	Hig (kJ/hr)
C	0.78	0.07	1023.4899	66.73
CH ₄	0.00	0.00	3984.6885	0.00
CO	0.00	0.00	3066.3243	0.00
CO ₂	0.00	0.00	4203.0006	0.00
H ₂	0.00	0.00	3055.971	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	3650.3875	0.00
N ₂	56.71	2.02	3061.692	6198.03
Ash	0.01	0.00	5076.1442	1.22
Tar	0.04	0.00	10524.896	5.17
H ₂ O	4,992.77	277.14	3559.4852	986478.21
CH ₃ OH	12.75	0.40	4982.1957	1983.18
Total	5,063.1	279.63		994732.55

$$\Sigma \Delta H_{\text{bot}} = \mathbf{994,732.55 \text{ kJ/hr}}$$

Maka Neraca Massa Untuk menghitung Qr adalah

$$\text{Feed} + Q_r = \text{Top} + \text{Bottom} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

$$0.95 Q_r = H_{40} + H_{39} + Q_c - H_{38}$$

$$Q_r = (H_{40} + H_{39} + Q_c - H_{38}) / 0.95$$

$$Q_r = \mathbf{25,430,295.30 \text{ kJ}}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam

$$T = 151.84 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 5.00 \text{ bar}$$

$$H_v = 2748.11 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 640.19 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_r = m \times (H_v - H_l)$$

$$m = Q_r / (H_v - H_l)$$

$$m = \mathbf{12,064.14 \text{ kg}}$$

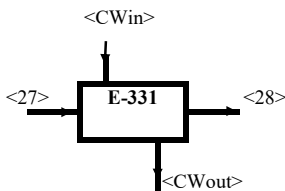
Tabel B.15 Neraca Energi Kolom Distilasi D-330

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Feed	2,018,877.93	Bottom	994,732.55

Qr	25,430,295.30	Top	697,843.94
		Qc	24,485,081.98
		Q loss	1,271,514.76
Total Masuk	27,449,173.23	Total Keluar	27,449,173.23

30. Condenser (E-331)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-330



Input

Aliran <27> P = 1.5 bar

T = 83 °C = 356.15 K

> Perhitungan Panas Sensibel

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	0.00	0.00	530.58	0.00
CH ₄	0.11	0.01	2149.2274	14.34
CO	0.00	0.00	1689.6411	0.08
CO ₂	27.14	0.62	2,280.73	1,406.71
H ₂	0.00	0.00	1681.3419	2.30
H ₂ S	0.00	0.00	2000.7508	0.21
N ₂	0.14	0.00	1688.5616	8.21
Ash	0.19	0.00	2672.0825	8.47
Tar	0.00	0.00	5422.594	0.00
H ₂ O	1.30	0.07	1958.0199	140.94
CH ₃ OH	22029.66	688.43	2679.1093	1,844,370.69
Total				1,845,952

> Perhitungan Panas Laten

Komponen	Massa	Mol	λ (kJ/kgmol)	H (kJ/hr)
CH ₄	0.10678	0.00667	7836	52.29
CO	0.00132	0.00005	5876	0.28
CO ₂	27.13821	0.61678	1.64E+04	10,121.32
H ₂	0.00274	0.00137	860.5	1.18
H ₂ S	0.00361	0.00011	1.73E+04	1.84
N ₂	0.13606	0.00486	5242	25.47

H ₂ O	1.29561	0.07198	3.97E+04	2,854.67
CH ₃ OH	22029.658	688.42682	3.55E+04	24,439,152.22
Total				24,452,209

$$P = 1.5 \text{ bar}$$

$$T = 84 \text{ }^{\circ}\text{C} = 357.15 \text{ K}$$

> Perhitungan Panas Sensibel

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (J/hr)
C	0.00	0.00	540.49	0.0
CH ₄	0.11	0.01	2187.3784	14.60
CO	0.00	0.00	1718.856	0.08
CO ₂	27.14	0.62	2312.59	1,426.36
H ₂	0.00	0.00	1710.4802	2.34
H ₂ S	0.00	0.00	2035.5746	0.22
N ₂	0.14	0.00	1717.7273	8.35
Ash	0.19	0.00	2721.0949	8.62
Tar	0.00	0.00	5524.7529	0.00
H ₂ O	1.30	0.07	1991.9458	143.38
CH ₃ OH	22029.66	688.43	2726.8661	1,877,247.77
Total				1,878,852

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Entalpi} = 12,242,540.99 \text{ kJ/hr}$$

Output

Aliran <28> P = 1.5 bar

$$T = 82 \text{ }^{\circ}\text{C} = 355.15 \text{ K}$$

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	0.00	0.00	520.69	0.00
CH ₄	0.11	0.01	2111.115	14.09
CO	0.00	0.00	1660.4294	0.08
CO ₂	27.14	0.62	2,232.54	1376.98
H ₂	0.00	0.00	1652.2084	2.26
H ₂ S	0.00	0.00	1965.9386	0.21
N ₂	0.14	0.00	1659.3979	8.06
Ash	0.19	0.00	2623.1662	8.31
Tar	0.00	0.00	5320.7204	0.00
H ₂ O	1.30	0.07	1924.1001	138.49
CH ₃ OH	22,029.7	688.43	2,631.41	1,811,530.74
Total				1,813,079.22

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

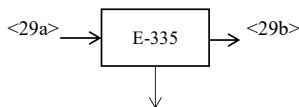
$$\begin{aligned} T &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K} \\ T &= 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K} \\ C_p &= 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \Delta H_{\text{syngas in}} - \Delta H_{\text{syngas out}} = m_{\text{air}} \cdot C_p_{\text{air}} \cdot \Delta T \\ Q &= 26,298,161 - 1,813,079 = m_{\text{air}} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15) \\ &= \mathbf{24,485,082 \text{ kJ/hr}} = 753.09 \text{ m air} \\ m_{\text{air}} &= 32,512.82 \text{ mol} = 585,230.82 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel B.15 Neraca Energi Condenser E-321

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	26,298,161.20	Syngas Out	1,813,079.22
		Q serap	24,485,081.98
Total Masuk	26,298,161.20	Total Keluar	26,298,161.20

31. Methanol Cooler (E-335)



Q serap

Fungsi: mendinginkan syngas sebelum masuk ke Methanol Storage

Input

Aliran <29a> P = 1.5 bar

$$T = 82 \text{ }^{\circ}\text{C} = 355.15 \text{ K}$$

> Perhitungan H^{ig}

Komponen	Massa	Mol	$C_p \text{ dT}$	H (kJ/hr)
C	0.00	0.00	520.69	0.00
CH ₄	0.04	0.00	2111.115	86.88
CO	0.00	0.00	1660.4294	0.84
CO ₂	10.46	0.24	2,240.54	23,433.86
H ₂	0.00	0.00	1652.2084	1.74
H ₂ S	0.00	0.00	1965.9386	2.74
N ₂	0.05	0.00	1659.3979	87.01
Ash	0.07	0.00	2623.1662	192.21
Tar	0.00	0.00	5320.7204	0.00
H ₂ O	0.50	0.03	1924.1001	960.75
CH ₃ OH	8490.19	265.32	2631.4064	22,341,142.02
Total				22,365,908

$$\sum \Delta H_{in} = 22,365,908 \text{ kJ/hr}$$

Output

$$1 \text{ Aliran } <29b> \quad T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H (kJ/hr)
C	0.00	0.00	42.24	0.00
CH ₄	0.04	0.00	180.55	7.43
CO	0.00	0.00	145.32	0.07
CO ₂	10.46	0.24	192.50	2013.36
H ₂	0.00	0.00	144.24	0.15
H ₂ S	0.00	0.00	171.08	0.24
COS	0.05	0.00	145.36	7.62
N ₂	0.07	0.00	216.68	15.88
Ash	0.00	0.00	427.46	0.00
Tar	0.50	0.03	168.10	83.94
H ₂ O	8490.19	265.32	224.08	1,902,461.76
Total				1,904,590.45

$$\sum \Delta H_{out} = 1,904,590 \text{ kJ/hr}$$

2 Menghitung kebutuhan air pendingin dan Q serap

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313.15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$C_p = 75.309 \text{ J/mol.K} = 4.1801 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Q = \Delta H_{syngas \text{ in}} - \Delta H_{syngas \text{ out}} = m_{air} \cdot C_p \text{ air} \cdot \Delta T$$

$$Q = 22,365,908 - 1,904,590 = m_{air} \cdot 75.309 \cdot (313.15 - 303.15)$$

$$= 20,461,318 \text{ kJ/hr} = 753.09 \text{ m air}$$

$$m_{air} = 27,169.82 \text{ kgmol} = 489,056.71 \text{ kg}$$

Tabel B.15 Neraca Energi Methanol Cooler E-335

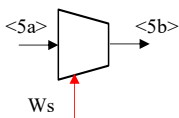
Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	22,365,908.06	Syngas Out	1,904,590.45
		Q serap	20,461,317.61
Total Masuk	22,365,908.06	Total Keluar	22,365,908.06

32. Raw Syngas Compressor (G-214)

Keterangan

<5a> = Raw Syngas bertekanan 1.1 bar

<5b> = Raw Syngas bertekanan 30 bar



$$\Delta H_{in} + Ws = \Delta H_{out}$$

Fungsi : Menaikkan tekanan raw syngas hingga 30 bar.

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *compressor* adalah sebagai berikut :

Aliran 5a

$$\begin{aligned} P1 &= 1.1 \text{ bar} = 110 \text{ kPa} = 15.954147 \text{ psia} \\ T1 &= 250 \text{ C} = 523.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Aliran 5b

$$\begin{aligned} P2 &= 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa} = 435.1131 \text{ psia} \\ T2 &= 1025 \text{ C} = 1298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Referensi

$$\begin{aligned} P &= 1.01325 \text{ bar} = 101.325 \text{ kPa} \\ T &= 25 \text{ C} = 298.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Input

$$\begin{aligned} \text{Aliran <5a>} \quad P &= 1.1 \text{ bar} \\ T &= 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523.15 \text{ K} \end{aligned}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33891	45.05	11.86	0.02
CO ₂	17.90	0.01132	3.44	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.13	0.00008	47.80	0.01	0.00
COS	0.13	0.00008	48.47	0.01	0.00
N ₂	1.80	0.00114	0.14	0.04	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.72	0.29957	193.86	66.07	0.10
Total	1581.3	1.000	360.82	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(\text{Tr}; \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.33694	β	0.00069
R	8.314	α (Tr)	0.81713
Tc (K)	360.82491	q	3.31268
Tr	1.44987	Z	0.99840
Pc	85.09	I	0.00069

Pr	0.01293	H^R/nRT	1.00195
ω	0.06291	H^R (kJ/h)	6,891,368.91

i. Perhitungan H^{ig}

Aliran <5a>

$$T = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H^{ig} (kJ/hr)	S^{ig} (kJ/hr)
C	0.78	0.07	2517.7853	164.16	1414.996008
CH ₄	1,226.52	76.66	9,068	695111.83	5097.847442
CO	15,006.0	535.93	6,620	3547920.95	3721.639079
CO ₂	787.68	17.90	9,389	168088.06	5278.761311
H ₂	949.78	474.89	23,328	11078078.26	13115.78649
H ₂ S	4.35	0.13	7,988	1022.11	4490.694145
COS	7.68	0.13	10,355	1324.89	5821.374335
N ₂	61.20	1.80	6,595	11870.22	3707.253211
Ash	0.34	0.01	12,038	69.17	6768.060118
Tar	8.60	0.11	26,112	2878.96	14681.07007
H ₂ O	8,527.00	473.72	7,722	3657892.54	4340.950987
Total	26,579.9	1,581.34		19,164,421	67,023

$$\Sigma \Delta H_{in} = 26,055,790 \text{ kJ/hr}$$

Output

Aliran <5b> P = 30 bar

$$T = 1025 \text{ } ^\circ\text{C} = 1298.15 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.81	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04848	9.24	2.23	0.00
CO	535.93	0.33891	45.05	11.86	0.02
CO ₂	17.90	0.01132	3.44	0.84	0.00
H ₂	474.89	0.30031	9.96	3.94	-0.07
H ₂ S	0.13	0.00008	47.80	0.01	0.00
COS	0.13	0.00008	48.47	0.01	0.00
N ₂	1.80	0.00114	0.14	0.04	0.00
Ash	0.01	0.00000	0.01	0.00	0.00
Tar	0.11	0.00007	0.04	0.00	0.00
H ₂ O	473.72	0.29957	193.86	66.07	0.10
Total	1581.3	1.000	360.82	85.09	0.06

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
---------------	----------	------------	----------	--------	----

$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724
-----------------------------	---------	---------	---------	---------	---------

	Nilai		Nilai
Flowrate	1581.33694	β	0.00762
R	8.314	$\alpha (Tr)$	0.33407
Tc (K)	360.82491	q	0.54580
Tr	3.59773	Z	1.00357
Pc	85.09	I	0.00754
Pr	0.35258	H^R/nRT	1.01121
ω	0.06291	$H^R (kJ/h)$	17,258,390.69

0.00000
1.0035701

> Perhitungan H^{ig}

Aliran <5b>

$$T = 1025 \text{ } ^\circ\text{C} = 1298.15 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	$H^{ig} (kJ/hr)$	$S^{ig} (kJ/hr)$
C	0.78	0.07	18331.825	1195.26	10306.7801
CH ₄	1,226.52	76.66	31505.399	2415131.23	17713.90547
CO	15,005.97	535.93	31262.18	16754263.12	17577.15034
CO ₂	787.68	17.90	52289.089	936064.59	29399.9821
H ₂	949.78	474.89	38626.858	18343531.12	21718.09895
H ₂ S	4.35	0.13	36516.869	4672.57	20531.71209
COS	7.68	0.13	64765.475	8286.92	36415.09857
N ₂	61.20	1.80	32015.191	57627.34	18000.54713
Ash	0.34	0.01	66510.999	382.19	37396.55691
Tar	8.60	0.11	193415.03	21325.25	108751.0784
H ₂ O	8,527.00	473.72	37496.017	17762698.83	21082.25907
Total	26,579.9	1,581.34		56,305,178	328,586

$$\sum \Delta H_{in} = 73,563,569 \text{ kJ/hr}$$

> Perhitungan Suhu Keluar Kompresor

$$\text{Asumsi isentropis} = \Delta S_{in} = \Delta S_{out}$$

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + S^R \quad \frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} qI$$

$$\ln S^R = -15814.44 \text{ kJ/hr}$$

$$\sum \Delta S_{in} = 51,209 \text{ kJ/hr}$$

$$\text{Out } S^R = -54732.47 \text{ kJ/hr}$$

$$\sum \Delta S_{out} = 51,209 \text{ kJ/hr}$$

KERJA KOMPRESOR

$$H_{in} + W = H_{out}$$

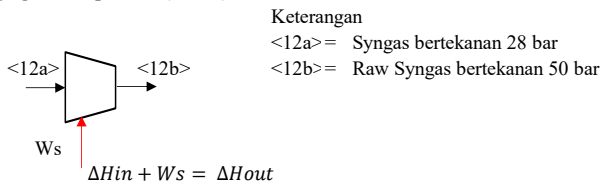
$$26,055,790.06 + W = 73,563,569.12$$

$$W = 47,507,779.05 \text{ kJ/h}$$

Tabel B.15 Neraca Energi Raw Syngas Compressor (G-215)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	26,055,790.06	Syngas Out	73,563,569.12
Work	47,507,779.05		
Total Masuk	73,563,569.12	Total Keluar	73,563,569.12

33. Syngas Compressor (G-262)



Keterangan

<12a>= Syngas bertekanan 28 bar

<12b>= Raw Syngas bertekanan 50 bar

Fungsi : Menaikkan tekanan syngas hingga 50 bar.

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *compressor* adalah sebagai berikut :

Aliran 12a

$$P1 = 27.9868 \text{ bar} = 2798.68 \text{ kPa} = 405.91339 \text{ psia}$$

$$T1 = 346.819 \text{ C} = 619.969 \text{ K}$$

Aliran 12b

$$P2 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725.1885 \text{ psia}$$

$$T2 = 560.5 \text{ C} = 833.65 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1.01325 \text{ bar} = 101.325 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298.15 \text{ K}$$

Input

$$\text{Aliran } <12a> \quad P = 28 \text{ bar}$$

$$T = 347 \text{ }^{\circ}\text{C} = 619.969 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01
CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04
H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00

Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H2O	253.40	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.16	1.000	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.01165
R	8.314	α (Tr)	0.51127
Tc (K)	203.21291	q	0.98503
Tr	3.05084	Z	1.00057
Pc	61.26	I	0.01151
Pr	0.45684	H^R/nRT	1.01873
ω	0.00455	H^R (kJ/h)	8,596,656.87

i. Perhitungan H^{ig}

Aliran <12a>

$$T = 347 \text{ } ^\circ\text{C} = 619.969 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H^{ig} (kJ/hr)	S^{ig} (kJ/hr)
C	0.78	0.07	3,946.0	257.28	2218.037161
CH ₄	1,226.52	76.66	13,535.6	1037605.87	7609.984636
CO	7,277.90	259.92	9,533.2	2477908.30	5359.547981
CO ₂	12,937.42	294.03	13,840.3	4069508.44	7781.348228
H ₂	1,501.79	750.89	9,547.9	7169465.83	5367.838228
H ₂ S	0.03	0.00	11,615.1	9.05	6530.180389
N ₂	61.20	2.19	9,480.5	20721.71	5329.945006
Ash	0.01	0.00	18,339.9	2.11	10311.32062
Tar	0.17	0.00	41,018.0	90.32	23062.56861
H2O	4,561.23	253.40	11,164.7	2829155.14	6276.915133
Total	27,567.0	1,637.16		17,604,724	77,630

$$\sum \Delta H_{in} = 26,201,381 \text{ kJ/hr}$$

Output

Aliran <12b> P = 50 bar

$$T = 561 \text{ } ^\circ\text{C} = 833.65 \text{ K}$$

> Perhitungan HR

Komponen	Mol	Fraksi mol	z.Tc	Pc	ω
C	0.07	0.00004	2.71	0.09	0.00
CH ₄	76.66	0.04682	8.92	2.16	0.00
CO	259.92	0.15877	21.10	5.56	0.01
CO ₂	294.03	0.17960	54.63	13.26	0.04

H ₂	750.89	0.45865	15.22	6.02	-0.10
H ₂ S	0.00	0.00000	0.29	0.00	0.00
N ₂	2.19	0.00134	0.17	0.05	0.00
Ash	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
Tar	0.00	0.00000	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	253.40	0.15478	100.16	34.14	0.05
Total	1637.2	1.000	203.21	61.26	0.00

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2.41421	-0.4142	0.07779	0.45724	0.45724

	Nilai		Nilai
Flowrate	1637.16373	β	0.01548
R	8.314	α (Tr)	0.37044
Tc (K)	203.21291	q	0.53077
Tr	4.10235	Z	1.00769
Pc	61.26	I	0.01513
Pr	0.81616	H^R/nRT	1.02137
ω	0.00455	H^R (kJ/h)	11,589,568.01

> Perhitungan H^{ig}

1 Aliran <2b>

$$T = 561 \text{ } ^\circ\text{C} = 833.65 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Mol	Cp dT	H^{ig} (kJ/hr)	S^{ig} (kJ/hr)
C	0.78	0.07	7,675.5	500.46	4315.038087
CH ₄	1,226.52	76.66	23,780.9	1822989.68	13370.64507
CO	7,277.90	259.92	16,090.5	4182321.68	9046.548555
CO ₂	12,937.42	294.03	23,911.9	7030871.79	13444.29803
H ₂	1,501.79	750.89	16,398.2	12313335.37	9219.585809
H ₂ S	0.03	0.00	19,871.7	15.48	11172.63594
N ₂	61.20	2.19	15,984.8	34938.23	8987.12153
Ash	0.01	0.00	33,489.5	3.85	18829.5233
Tar	0.17	0.00	79,767.3	175.65	44850.1993
H ₂ O	4,561.23	253.40	19,014.1	4818212.41	10690.4243
Total	27,567.0	1,637.16		30,203,365	139,611

$$\sum \Delta H \text{ out} = 41,792,933 \text{ kJ/hr}$$

> Perhitungan Suhu Keluar Kompresor

Asumsi isentropis = $\Delta S \text{ in} = \Delta S \text{ out}$

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + S^R \quad \frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} q I$$

$$\begin{aligned}
 \text{In } S^R &= -94000.94 \text{ kJ/hr} \\
 \sum \Delta S \text{ in} &= -16371.30 \text{ kJ/hr} \\
 \text{Out } S^R &= -155982.28 \text{ kJ/hr} \\
 \sum \Delta S \text{ out} &= -16371.30 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

KERJA KOMPRESOR

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W &= H_{\text{out}} \\
 26201380.94 + W &= 41792932.61 \\
 W &= 15591551.67 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

Tabel B.15 Neraca Energi Raw Syngas Compressor (G-262)

Aliran Masuk (kJ/hr)		Aliran Keluar (kJ/hr)	
Syngas In	26,201,380.94	Syngas Out	41,792,932.61
Work	15,591,551.67		
Total Masuk	41,792,932.61	Total Keluar	41,792,932.61

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Bamboo Storage (F-111)

Fungsi = Menyimpan bambu sebagai bahan baku proses
 Bahan Konstruksi = Beton
 Tipe = Fondasi berbentuk balok
 Kondisi Operasi :
 Temperatur = 30 °C
 Tekanan = 1 atm
 Kapasitas = 19,563.03 kg/jam
 Jumlah Bahan = 3,756,101.8 kg (untuk 8 hari)
 Densitas = 1,160 kg/m³ (Sharma, 2015)

$$\text{Volume bahan} = \frac{3,756,102 \text{ kg}}{1,160 \text{ kg/m}^3} = 3,238.019 \text{ m}^3$$
 Faktor keamanan = 20%
 Volume storage = volume bahan x (1+20%)

$$= 3,885.6 \text{ m}^3$$
 Tinggi gudang = 6.0 m
 Panjang/Lebar = 1.5 m

$$\text{Luas area} = \frac{\text{Kapasitas Desain}}{\text{Tinggi gudang}} = \frac{3,885.6}{6.0} = 647.6 \text{ m}^2$$
 Luas area = Panjang x Lebar

$$647.6 = 1.5 \text{ L} \times \text{L}$$

$$647.6 = 1.5 \text{ L}^2$$
 Lebar = 20.8 m \approx 21 m
 Panjang = 31.2 m \approx 32 m
 Volume Standar = P x L x T = 32 x 21 x 6

$$= 4,032 \text{ m}^3$$

2. Belt Conveyor (J-112)

Fungsi = Mengangkut bambu dari *storage* menuju *grinder*
 Kapasitas = 19,563.03 kg/jam = 19.56 ton/jam
 Tipe = *Troughed Belt 45°*
 Lebar belt = 14.00 in
 Panjang belt = 5.00 m = 16.40 ft
 α = 0 °
 Conveyor rise = 0 m = 0.00 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Power Horizontal} &= \frac{0.4 + L}{300} \times \frac{W}{100} \\
 &= \frac{0.4 + 16.40}{300} \times \frac{19.56}{100} \\
 &= 0.09 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Power Vertikal} &= 0.001 \times H \times W \\ &= 0 \text{ hp}\end{aligned}$$

Dengan Tabel 5.5 Walas

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan} &= \frac{\text{kapasitas}}{\text{kapasitas standar}} \times 100 \frac{\text{ft}}{\text{menit}} \\ &= \frac{20 \times 100}{27.99} \\ &= 69.89 \text{ ft/min}\end{aligned}$$

Dengan Gambar 5.5c Walas

$$\begin{aligned}\text{Horsepower/100 ft conveyor} &= 0.2 \\ \text{Power Empty} &= \text{Faktor Hp} \times \frac{\text{Kecepatan}}{100} \\ &= 0.2 \times \frac{69.89}{100} \\ &= 0.14 \text{ hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Power Total} &= \text{Power Horizontal} + \text{Power Empty} + \text{Power Vertikal} \\ &= 0.09 + 0.14 + 0.00 \\ &= 0.23 \text{ hp}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.8$$

$$\text{Power Operasi} = \frac{\text{Power Total}}{\eta}$$

$$\text{Power} = 0.29 \text{ hp}$$

$$\text{Standarisasi} \approx 0.50 \text{ hp} \quad (\text{Walas, 2012})$$

3. Bamboo Crusher (C-110)

Fungsi = Memperkecil ukuran bambu hingga 50mm

Kapasitas = 19,563.0 kg/jam = 19.56 ton/jam

Jenis = *Wood Hammer Mill*

Postulasi Bond

$$\frac{P}{m} = 0.3162W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right)$$

$$m = 19.56 \text{ ton/jam}$$

$$W_i = 413 \quad (\text{Williams, 2014})$$

$$D_{pa} = 3 \text{ ft} = 914.4 \text{ mm}$$

$$D_{pb} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Power} = 276.81 \text{ kW}$$

$$= 371.21 \text{ hp}$$

Menyesuaikan dengan ketersediaan alat

$$\text{Power} = 320.00 \text{ kW}$$

(Mc Cabe, 1993)

4. Screw Conveyor (J-113)

Fungsi = Mengangkut bambu dari grinder menuju reaktor
 Kapasitas = 19,563.03 kg/jam = 19.563 ton/jam
 Tipe = *Standard Screw Conveyor*
 Panjang = 100 ft = 30 m
 α = 45.0 °
 Bulk Density = 20.0 lb/cuft
 Elevasi = 100.0 ft = 30.48 m

$$\text{Flow Rate} = \frac{\text{Kapasitas (ton/jam)}}{\text{Densitas (lb/cuft)}} \times 2000 \frac{\text{lb}}{\text{ton}} = \frac{19.6 \times 2,000.0}{20.0} = 1,956.3 \text{ cuft/jam}$$

Berdasarkan tabel 5.4 Walas, bambu digolongkan sebagai kelas I

Diameter Conveyor = 12 inch

$$w = \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Kapasitas maksimum}} \times \text{max RPM} = \frac{1,956.3 \times 140.0}{2,700.0} = 101.44 \text{ RPM}$$

Berdasarkan data Screw Conveyor Corporation, didapatkan faktor berikut

Bearing Factor (s) = 171 (Self- Lubricating Bronze Bearing)

HP Factor (F) = 0.6

Efisiensi (η) = 0.9

$$P = \left(s \times w + F \times \text{kapasitas} \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \right) \times \text{jarak (ft)} + \frac{0.51 \times \text{elevasi (ft)} \times 30000}{1000000}$$

$$= \left(171 \times 101.44 + 0.6 \times 39,126.1 \right) \times 100 + \frac{0.51 \times 100.0 \times 30,000}{1,000,000}$$

$$= 5.6 \text{ HP}$$

Faktor G saat range P 4-6 = 1.1

$$\text{Motor} = \frac{G \times P}{\eta}$$

$$= \frac{1.1 \times 5.6}{0.9}$$

$$= 6.9 \text{ HP} \approx 7.0 \text{ HP}$$

$$\text{torque} = \frac{63000 \times P}{w}$$

$$= \frac{63,000.0 \times 5.6}{101.4}$$

$$= 3,485.5 \text{ in lb}$$

Berdasarkan Tabel 5.4c walas, limit conveyor 12 inchi adalah 10 HP dan 6300 in lb, sehingga Spesifikasi Conveyor memenuhi

(Walas, 2012)

5. Gasifier (R-210)& Combustor (R-220)

Fungsi = Tempat reaksi gasifikasi dan pembakaran

Tipe = Fluidized Bed, Dual Bed Gasifier

Kapasitas = 19,563.03 kg/jam = 19.56 ton/jam

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1.18 bar = 1.16 atm

Temperatur Operasi = 850 °C = 1,123 K

Kecepatan Fluidisasi minimum = 0.035 m/s

Jenis Bed = olivine

Bahan Reaktor = SS 316 L (Hofbauer ,1997)

Kapasitas Pilot Plant = 30 kg/h 66.14 lbm/h

Perhitungan Gasifier dan Combustor dilakukan dengan scale up dari skala pilot
Skala pilot dan pabrik didapatkan melalui kesamaan kecepatan supervisial gas

Tabel C.1 Flow Rate dari Pilot Plant

Gas	yi %	BM	$\rho_{gas}(\text{lbm/ft}^3)$	$V(\text{ft}^3/\text{h})$	Mass(lbm/h)
H ₂	40.0	2	0.0016	1,723	2.72
CO ₂	19.4	44	0.0347	835.78	29.03
CO	27.5	28	0.0221	1,184.73	26.19
CH ₄	10.5	16	0.0126	452.35	5.71
C ₂ H ₄	2.4	28	0.0221	103.39	2.29
C ₂ H ₆	0.2	30	0.0237	8.62	0.20
	100.0			4,308.12	66.14

Densitas Gas Campuran Pabrik Metanol dari Bambu

R = 0.08206 m³.atm/kgmol.K

n adalah total seluruh mol gas hasil reaksi

$$P \times V = n \times R \times T$$

$$V(\text{gas}) = \frac{n \times R \times T}{P}$$

$$= \frac{1,718.19 \times 0.08206 \times 1,123.15}{1.165}$$

$$= 135,980.01 \text{ m}^3/\text{jam}$$

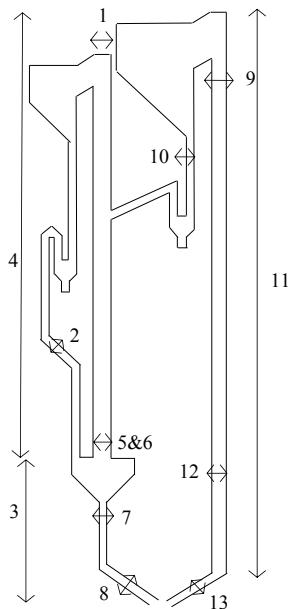
$$= 4,802,093.23 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Tabel C.2 Perbandingan Skala Pilot dan Pabrik

Skala	Pilot		Pabrik	
Luas	0.013	m ²	14.3	m ²
Flow Rate	122.0	m ³ /jam	135,980.0	m ³ /jam
Kecepatan Supervisial	9,476.5	m/jam	9,476.5	m/jam

Dari Luas skala pabrik didapatkan diameter = 4.27 meter

Skala antara pabrik dan pilot plant adalah = 33.39



Gambar C.1 Sketsa Gasifier dan Combustor

(Mauerhofer, 2019)

Tabel C.3 Dimensi dari Gasifier

Kode	Dimensi	Pilot plant (m)			Pabrik (m)			Standarisasi		
1	ID reaktor atas	0.128			4.27			4.55		
2	ID internal seal	0.067			2.24			2.26		
3	Tinggi reaktor bawah	1.57			52.42			53		
4	Tinggi reaktor atas	3.33			111.18			112		
5	Panjang reaktor bawah	0.56			18.70			19		
6	Lebar reaktor bawah	0.49			16.36			17		
7	Dimensi sambungan seal-reaktor bawah	0.49	x	0.069	16.36	x	2.30	17	x	3
8	ID lower seal	0.067			2.24			2.26		

Tabel C.4 Dimensi dari Combustor

Kode	Dimensi	Pilot plant (m)			Pabrik (m)			Standarisasi		
9	ID reaktor atas	0.125			4.17			4.17		
10	ID upper seal	0.067			2.24			2.26		
11	Tinggi reaktor	4.730			157.92			158		
12	ID reaktor	0.125			4.17			4.17		
13	ID lower seal	0.067			2.24			2.26		

Property dari SS316 :

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowable}} &= 1,500 \text{ psi} \\
 \text{Faktor korosi (c)} &= 0.125 \text{ in} \\
 P_d (\text{desain}) &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 4.13 \text{ psig} \\
 E &= 0.80 \text{ (Double-welded butt joint)} \\
 t_s &= \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + c \\
 t_s &= \text{tebal bagian silinder (inch)} \\
 P_d &= \text{tekanan desain (psig)} \\
 D_i &= \text{diameter dalam bejana silinder (inch)} \\
 f &= \text{allowable stress (lb/inch}^2\text{)} \\
 E &= \text{faktor pengelasan} \\
 c &= \text{faktor korosi}
 \end{aligned}$$

Tebal Dinding dihitung dengan salah satu titik (diameter reaktor atas)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{4.13 \times 168}{2 \times (1,500 \times 0.80 - 0.6 \times 4.13)} + 0.125 \\
 &= 0.415 \text{ inch} \approx 4/9 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2.t_s \\
 &= 168 + (2 \times 0.44) \\
 &= 169.12 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD \text{ standar} &= 180.0 \text{ inch} \\
 &= 15.0 \text{ ft} \\
 &= 4.6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga koreksi terhadap D_i menjadi

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2.t_s \\
 &= 180 - (2 \times 0.44) \\
 &= 179.13 \text{ inch} = 14.93 \text{ ft} = 4.55 \text{ m} \\
 ID \text{ internal Seal, Lower Seal, dan upper seal} &= ID + 2.t_s \\
 &= 88.07 + (2 \times 0.44) \\
 &= 88.09 \text{ inch} \approx 90 \text{ inch} \\
 &= 2.286 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter internal standarisasi} &= OD - 2.t_s \\
 &= 89.13 \text{ inch} = 2.264 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD \text{ combustor atas dan bawah} &= ID + 2.t_s \\
 &= 164.3 + (2 \times 0.44) \\
 &= 165.2 \text{ inch} \approx 168 \text{ inch} = 4.267 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ID \text{ combustor standarisasi} &= OD - 2.t_s \\
 &= 164.3 \text{ inch} = 4.173 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Cyclone (H-211)

Fungsi : Memisahkan syngas dengan partikel solid yang terbawa dari aliran produk Gasifier

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1.18 bar = 1.165 atm
 Temperatur Operasi = 850 °C = 1,123.15 K = 2,021.67 °R
 Dinding Cyclone : SS 304 (digunakan karena sifat korosif gas) (Hofbauer ,1997)

Densitas Gas Campuran

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

$$P \times V = n \times R \times T$$

$$V(\text{gas}) = \frac{n \times R \times T}{P}$$

$$= \frac{1,718.19 \times 0.08206 \times 1,123.15}{1.1646}$$

$$= 135,980.01 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho(\text{gas}) = \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} = \frac{26,570.18 \text{ kg}}{135,980.01 \text{ m}^3}$$

$$= 0.1954 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas campuran gas dicari dengan korelasi Lee

Viskositas campuran gas dengan korelasi Graham

Tabel C.5 Viskositas Gas campuran

Gas	BM	Mol	xi	ρ (lbm/ft ³)	a	b	c	μ (cp)	μ mix
CH ₄	16	83.281	0.048	0.00126	344.9	4.097	1.581	0.034	0.002
CO	28	582.233	0.339	0.00221	322.5	4.218	1.556	0.032	0.011
CO ₂	44	19.448	0.011	0.00347	297.7	4.380	1.524	0.030	0.000
H ₂	2	515.922	0.3	0.00016	377.0	3.956	1.609	0.038	0.011
H ₂ S	34	0.139	8E-05	0.00268	312.6	4.279	1.544	0.031	0.000
COS	60	0.139	8E-05	0.00474	277.5	4.541	1.492	0.028	0.000
N ₂	28	2.375	0.001	0.00221	322.5	4.218	1.556	0.032	0.000
H ₂ O	18	514.653	0.3	0.00142	340.9	4.118	1.576	0.034	0.010
Total		1718.190	1.000						0.035

Korelasi Lee

$$\mu(\text{cp}) = 10^{-4} \times a \times \exp(b \cdot (\rho / 62.43))^c \quad (\text{Ahmed, 2019})$$

$$a = \frac{(9.379 + 0.0160 \times \text{BM}) \times T^{1.5}}{209.2 + 19.26 \times \text{BM} + T}$$

$$b = 3.448 + 0.01009 \times \text{BM} + 986.4/T$$

$$c = 2.4 - 0.2b$$

Korelasi Graham

$$\text{Viskositas Gas Campuran} = \sum \text{xi} \mu_i$$

$$\text{Viskositas Gas Campuran} = 0.000035 \text{ kg/m.s}$$

(Buddenberg, 1949)

Densitas partikel merupakan densitas campuran komponen dalam ash

$$\rho(\text{partikel}) = 2,621.65 \text{ kg/m}^3$$

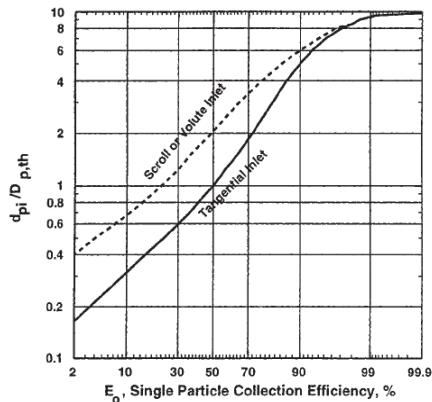
Tabel C.6 Komponen Ash

Ash	Fraksi	Massa	ρ (g/cm ³)	V(cm ₃)
SiO ₂	0.452	169.3	2.65	63.900
Al ₂ O ₃	0.003	1.3	3.95	0.320

Tabel C.6 Komponen Ash(lanjutan)

Ash	Fraksi	Massa	ρ (g/cm ³)	V(cm ₃)
Fe ₂ O ₃	0.003	1.0	5.24	0.199
CaO	0.149	55.6	3.34	16.656
MgO	0.026	9.8	3.58	2.738
K ₂ O	0.276	103.5	2.35	44.035
Na ₂ O	0.008	3.1	2.27	1.381
MnO	0.001	0.2	5.37	0.039
TiO ₂	0.007	2.7	4.23	0.642
P ₂ O ₅	0.041	15.2	2.39	6.367
SO ₃	0.034	12.7	1.93	6.602
Total	1.000	374.6		142.88

(Purbasari, 2016)



Gambar C.2 Efisiensi Cyclone

Dari gambar C.2 diambil nilai perbandingan partikel

Efisiensi cyclone pada $E_o = 90\%$

$d_{pi}/D_{pth} = 5.00$

Sizing Cyclone dengan mencari ukuran B_c

ρ_p = Densitas partikel solid (kg/m³)

ρ_g = Densitas gas (kg/m³)

d_{pi} = Ukuran partikel masuk cyclone (ft)

D_{pth} = Ukuran teoritis partikel keluar (m)

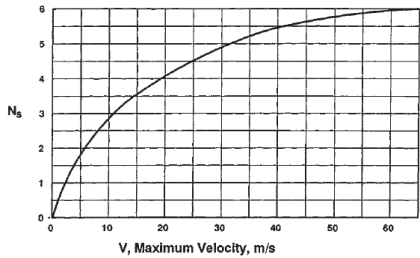
μ_g = Viskositas gas (kg/m.s)

B_c = Lebar saluran Inlet cyclone (m)

N_s = Jumlah putaran oleh aliran gas dalam cyclone

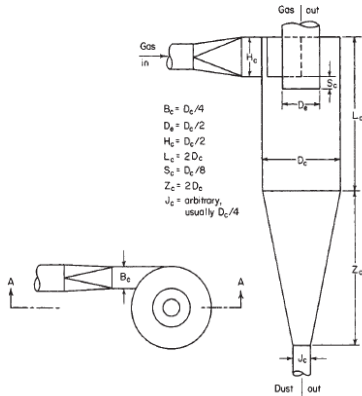
V_{in} = Kecepatan gas masuk pada cyclone (m/s)

Trial Kecepatan Udara dan jumlah cyclone
 Kecepatan udara masuk Cyclone = $V_{in} = 71 \text{ m/s}$
 Dari gambar C.3 didapatkan jumlah aliran spiral dalam cyclone



Gambar C.3 Grafik Jumlah Aliran Cyclone

$N_s = 6$
 Ukuran partikel ash dengan mengambil nilai terkecil yaitu :
 $d_{pi} =$ Ukuran partikel masuk cyclone
 $= 0.015 \text{ mm}$ (Ishak, 2019)



Gambar C.4 Desain Cyclone

$$\begin{aligned}
 5.00 \times D_{pth} &= \text{dpi} \\
 D_{pth} &= 0.000003 \text{ m} \\
 &= 0.00300 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Dimensi berdasarkan Gambar C.4
 $B_c =$ Lebar saluran Inlet cyclone
 $D_e =$ Diameter saluran gas keluar Cyclone

Dc = Diameter Cyclone
 Hc = Tinggi saluran input cyclone
 Lc = Tinggi Ruang Gravitasi Settling
 Sc = Lebar outlet gas
 Zc = Tinggi Ruang Spiral Cyclone
 Jc = Diameter output partikel

$$\begin{aligned}
 Bc &= \frac{D_{pth}^2 \times \pi \times N_s \times V_{in} \times (\rho_p - \rho_g)}{9 \times \mu_g} \\
 &= \frac{0.1017}{m} = 10.17 \text{ cm} \approx 11.00 \text{ cm} \\
 Bc &= Dc/4 \\
 Dc &= 0.4400 \text{ m} = 44.00 \text{ cm} \\
 De &= Dc/2 \\
 &= 0.2200 \text{ m} = 22.00 \text{ cm} \\
 Hc &= Dc/2 \\
 &= 0.2200 \text{ m} = 22.00 \text{ cm} \\
 Lc &= 2Dc \\
 &= 0.8800 \text{ m} = 88.00 \text{ cm} \\
 Sc &= Dc/8 \\
 &= 0.0550 \text{ m} = 5.50 \text{ cm} \\
 Zc &= 2Dc \\
 &= 0.8800 \text{ m} = 88.00 \text{ cm} \\
 Jc &= Dc/4 \\
 &= 0.1100 \text{ m} = 11.00 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Hasil trial

Jumlah Cyclone Fluidized bed dapat berjumlah antar 1 hingga 22 set

$$n = 22$$

$$Q = 1.72 \text{ m}^3/\text{s} / \text{cyclone}$$

$$\begin{aligned}
 A_{inlet} &= Bc \times Hc = 0.1100 \text{ m} \times 0.2200 \text{ m} \\
 &= 0.024 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$V = \frac{Q}{A_{inlet}}$$

$$V = \frac{70.95}{m/s} = 232.77 \text{ ft/s}$$

$$V_{trial} = 71.00 \text{ m/s}$$

$$\text{error} = -0.07\%$$

$$\Delta P = \frac{4 \rho v^2}{2g}$$

$$= 0.019 \text{ atm}$$

(Perry, 1997)

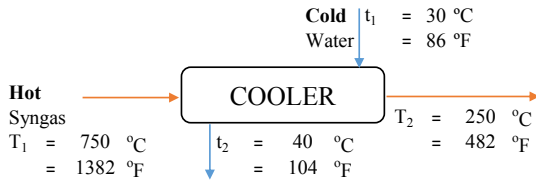
7. Raw Syngas Cooler I (E-212)

Fungsi = menyesuaikan suhu proses hidrolisis

Jumlah = 1 unit

Bahan = SS 304

Jenis = 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger



Shell side			Tube side		
ID	=	25 in	Jumlah	=	110
Baffle	=	25 in	Panjang	=	12 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/2 in
			BWG	=	18
			Pitch	=	1 7/8 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3925 ft ² /lin ft
			a't	=	1.54 in ²

1. Heat Balance

Syngas

$$M = 63,912.98 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{1382 + 482}{2} = 932\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 18,398,032 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = 0.3198 \text{ Btu/lb.F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 18,398,032 \text{ Btu/hr}$$

$$m = 1,022,548.95 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 1.00 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
1382	Higher Temp	104	1278	Δt_2
482	Lower Temp	86	396	Δt_1
900	Differences	18	882	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2) \quad (t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 752.8\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 50 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.01$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 752.8\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - S}{1 - RS} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)} = 1.754 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 932 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 50 \quad (\text{Range water-gases 2-50 berdasarkan tabel 8 Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}}$$

$$= 489 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 104 \approx 110 \quad (\text{Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern})$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 25 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 47 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, SYNGAS	Cold Fluid: Tube Side, WATER
4' Baffle = 1 x ID _s = 25	4" Flow area (a' _t) = 1.540 in ²
C' = P _t - OD = 3/8	$a_t = \frac{Nt \times a'_t}{144 \times n}$
Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T \times n}$	= 0.588 ft ²
= 0.868 ft ²	
5' $G_s = \frac{M}{a_s}$	5" $G_t = \frac{m}{a_t}$
= 73,628 lb/hr.ft ²	= 1,738,454 lb/hr.ft ²
6' Pada T _c = 932 °F	$V = \frac{G_t}{3600 \rho}$
$\mu = 0.030 \text{ Cp} \times 2.42$	= 7.73 ft/s
= 0.0726 lb/ft.hr	
$D_e = \frac{3.44 P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$	6" Pada t _c = 95 °F
= 1.07 inc	$\mu = 0.72 \text{ Cp} \times 2.42$
= 0.09 ft	= 1.74 lb/ft.hr
$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$	D = 1.4 inch (tabel 10)
= 90,035	= 0.117 ft
7' j _H = 175 (gambar 28)	$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
	$Re_t = 116,402$

$$\begin{aligned}
 8'. \text{ Pada } T_c &= 932 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0.06 \text{ Btu/ (hr)(ft)}(^{\circ}\text{F}) \\
 c &= 0.32 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 (c \mu /k)^{1/3} &= 0.71
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 9'. \quad h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \sqrt{\frac{c \mu}{k}} \Phi_s \\
 &= 89.98 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan viskositas rendah, sehingga $\Phi_s = 1$

$$\begin{aligned}
 9'' \text{ hi} &= 1,600 \times 0.84 \text{ fig.25} \\
 &= 1,344 \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1,254.40 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

13. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{112,870.09}{1,344.38} \\
 &= 83.96 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0093 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

R_d untreated water dan Gas adalah $0.0055 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$

Pressure Drop

1' Untuk Re_s 90,035 (gambar 29)	1'' Untuk Re_t 116,402 (gambar 26)
$f = 0.0015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	$f = 0.00015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
$s = 0.66$	$s = 1$
$D_s = 25 \text{ inch}$	
$= 2.08 \text{ ft}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$	2'' $\Delta P_t = \frac{f G t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$
$= 6$	$= 1.79 \text{ Psi}$
3'. $\Delta P_s = \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$	3'' $G_t = 1,738,453.94$
$= 0.032 \text{ Psi}$	$V^2 / 2g = 0.45 \text{ (gambar 27)}$
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$
	$= 1.563 \text{ Psi}$
	4'' $\Delta P_T = \Delta P_T + \Delta P_r$
	$= 1.787 + 1.563$
	$= 3.349 \text{ Psi}$

8. Fabric Filter (H-213)

Fungsi = Memisahkan syngas dari partikel solid

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1.1 bar = 1.0856 atm

Temperatur Operasi = 250 $^{\circ}\text{C}$ = 523.15 K

Type = Shaker Baghouse Collector
 Bahan Filter = Polyester (Walas, 2012)
 Bahan Dinding = SS 304 (digunakan karena sifat korosif gas) (Hofbauer, 1997)

Densitas Gas Campuran

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

$$P \times V = n \times R \times T$$

$$V (\text{gas}) = \frac{n \times R \times T}{P}$$

$$= \frac{1,718.19 \times 0.08206 \times 523.15}{1.086}$$

$$= 67,944.27 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$\text{Flow Rate} = 2,399,431.62 \text{ ft}^3 / \text{jam} = 39,990.53 \text{ ft}^3 / \text{menit}$$

$$\text{Gas To Cloth Ratio Wood Dust} = 3.5$$

$$\text{Net Cloth Area} = 139,966.84 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan range Net Cloth Area antara 132,001-180,000 ft² didapatkan multiplier Gross Cloth Area = 1.05 (Vatavuk, 1982)

Berdasarkan Tabel 6.3 Air Pollution Control, didapatkan jumlah kompartemen pada range Net Cloth Area diantara 110,000 - 150,000 ft² sebanyak 14-16

$$\text{Net Cloth Area} = 139,966.84 \text{ ft}^2 \quad (\text{Cooper, 2012})$$

$$\begin{aligned} \text{Gross Cloth Area} &= \text{Net Cloth Area} \times \text{Multiplier} \\ &= 139,966.84 \text{ ft}^2 \times 1.05 \\ &= 146,965.19 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Kompartemen} = 15$$

$$\begin{aligned} \text{Area/Kompartemen} &= \frac{\text{Gross Cloth Area}}{\text{Jumlah Kompartemen}} \\ &= 9,797.68 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi kompartemen. Dengan menggunakan nilai umum

$$\text{Tinggi kantung} = 72 \text{ ft}$$

$$\text{diameter kantung} = 12 \text{ inch} = 1.00 \text{ ft}$$

$$\text{Luas satu kantung} = 227.1 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah kantung} = 43.15 \approx 44 \text{ kantung / kompartemen}$$

$$\text{Total kantung} = 660 \text{ kantung}$$

$$\text{Area Standarisasi} = 149,867.14 \text{ ft}^2 (\text{total})$$

$$= 9,991.14 \text{ ft}^2 / \text{kompartemen}$$

$$\text{Flow rate dalam 1 kantung} = 60.59 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

$$\text{Kecepatan Gas} = 0.267 \text{ ft/min} \quad (\text{dibawah nilai maksimum 2 ft/min})$$

$$= 0.081 \text{ m/min} \quad (\text{Wark, 1976})$$

9. Raw Syngas Compressor (G-214)

Fungsi = Menaikkan tekanan gas

Type = Recypocating Compressor
 Bahan = Carbon Steel (Norsok Standard)
 Suhu masuk (T_1) = 250 °C = 523 K
 Suhu keluar (T_2) = 1065.0 °C = 1338 K
 Tekanan masuk (P_1) = 1.1 bar = 16.0 psia = 110 kPa
 Tekanan keluar (P_2) = 30 bar = 435.1 psia = 3000 kPa

Overall compression ratio

$$R_c = \frac{P_d}{P_s} = \frac{435.1}{16.0} = 27.27$$

Rc maks/stage = 10

(Ludwig, 1994)

Jumlah Stage (n) = 3

Compression ratio tiap stage = 9.091

δ = 1.4

Persamaan polytropic

$$W = \frac{nRT_1}{\delta - 1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(\delta-1)}{\delta n}} - 1 \right]$$

(Smith, 2010)

R = 8.314 kJ/kmol K

W = 12,021.03 kJ/kmol
 = 12,021.03 kJ/kmol x 1,582.00 kmol/jam
 = 5,282.58 kJ/s

Power tiap stage

η = 0.8 (efisiensi overall)

Power = 2,201.07 kW
 = 2,951.68 HP \approx 3000 HP

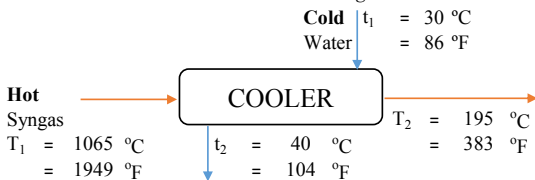
10. Raw Syngas Cooler II (E-215)

Fungsi = menyesuaikan suhu proses hidrolisis

Jumlah = 1 unit

Bahan = SS 304

Jenis = 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*



Shell side			Tube side		
ID	=	31 in	Jumlah	=	238
Baffle	=	31 in	Panjang	=	16 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/2 in

BWG	=	18
Pitch	=	1 7/8 in
Passes	=	2 (triangular)
a"t	=	0.3925 ft ² /lin ft
a't	=	1.54 in ²

1. Heat Balance

Syngas

$$M = 63,663.75 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{1949 + 383}{2} = 1166 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 56,304,858 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = 0.5648 \text{ Btu/lb.F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 56,304,858 \text{ Btu/hr}$$

$$m = 3,129,382.09 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 1.00 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
1949	Higher Temp	104	1845	Δt_2
383	Lower Temp	86	297	Δt_1
1566	Differences	18	1548	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 847.5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 87 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.01$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \ln\left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} = 2.728 \approx 1.00$$

$$\Delta t = F_T \times LMTD = 847.5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

3. Kaloric temperatur (T_c & t_c)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 1166 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = 50 \text{ (Range water-gases 2-50 berdasarkan tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD}$$

$$= 1329 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 212 \approx 238 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 31 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 44 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, SYNGAS	Cold Fluid: Tube Side , WATER
4' Baffle = 1xIDs = 31	4" Flow area (a't) = 1.540 in ²
C' = Pt- OD = 3/8	$at = \frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$	= 1.273 ft ²
= 1.335 ft ²	
5' G _s = $\frac{M}{a_s}$	5" G _t = $\frac{m}{a_t}$
= 47,698 lb/hr.ft ²	= 2,458,971 lb/hr ft ²
6' Pada Tc = 1166 °F	$V = \frac{G_t}{3600 \rho}$
μ = 0.030 Cp x 2.42	= 10.93 ft/s
= 0.0726 lb/ ft.hr	
$D_e = \frac{3.44P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$	6" Pada tc = 95 °F
= 1.07 inc	μ = 0.72 Cp x 2.42
= 0.09 ft	= 1.74 lb/ ft.hr
$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$	D = 1.4 inch (tabel 10)
= 58,327	= 0.117 ft
7'. j _H = 140 (gambar 28)	$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
	Re _t = 164,646
8'. Pada Tc = 1,166 °F	9" hi = 2,000 x 0.84 fig.25
k = 0.07 Btu/ (hr)(ft)(°F)	= 1,680
c = 0.56 Btu/lb °F	$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$
(c μ /k) ^{1/3} = 0.84	= 1,568.00 Btu/ (hr)(ft ²)°F
9'. h _o = j _H $\frac{k}{D_e} \sqrt{\frac{c\mu}{k}} \Phi_s$	
= 91.82 Btu/ (hr)(ft ²)°F	
langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan	
viskositas rendah, sehingga Φ _s = 1	

13. Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{143,966.17}{1,659.82} = 86.74 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0110 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

Rd untreated water dan Gas adalah 0.0055 hr ft² °F /btu

Pressure Drop

1' Untuk Re_s 58,327 (gambar 29)	1" Untuk Re_t 164,646 (gambar 26)
$f = 0.0016 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	$f = 0.000145 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
$s = 0.58$	$s = 1$
$D_s = 31 \text{ inch}$	
$= 2.58 \text{ ft}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$	
$= 6$	
3'. $\Delta P_s = \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$	2" $\Delta P_t = \frac{f G t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$
$= 0.022 \text{ Psi}$	$= 4.61 \text{ Psi}$
	3" $G_t = 2,458,970.97 \text{ lb/hr ft}^2$
	$V^2 / 2g = 0.85 \text{ (gambar 27)}$
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$
	$= 2.951 \text{ Psi}$
	4" $\Delta P_T = \Delta P_T + \Delta P_r$
	$= 4.607 + 2.951$
	$= 7.558 \text{ Psi}$

11. Cyclone (H-221)

Fungsi = Memisahkan fluegas dengan ash

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1.18 bar = 1.165 atm

Temperatur Operasi = 900 °C = 1173.15 K = 2,111.67 °R

Bahan Cyclone = Carbon Steel

Densitas Gas Campuran

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

$$P \times V = n \times R \times T$$

$$V (\text{gas}) = \frac{n \times R \times T}{P}$$

$$= \frac{440.5678 \times 0.08206 \times 1,173.15}{1.1646}$$

$$= 36,419.37 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} = \frac{12,348.90 \text{ kg}}{36,419.37 \text{ m}^3}$$

$$= 0.3391 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas campuran gas dicari dengan korelasi Lee

Viskositas campuran gas dengan korelasi Graham

Tabel C.4 Viskositas Gas campuran

Gas	BM	kmol	xi	ρ (lbm/ft ³)	a	b	c	μ (cp)	μ mix
O ₂	32	54.45	0.124	0.00253	315.8	4.259	1.548	0.032	0.004
CO ₂	44	28.69	0.065	0.00347	297.7	4.380	1.524	0.030	0.002
N ₂	28	357.4	0.811	0.00221	322.5	4.218	1.556	0.032	0.026
Total		440.6	1.000						0.032

Korelasi Lee

(Ahmed, 2019)

$$\mu \text{ (cp)} = 10^{-4} \times a \times \exp(b^*(\rho g/62.43))^c$$

$$a = \frac{(9.379 + 0.0160 \times \text{BM}) \times T^{1.5}}{209.2 + 19.26 \times \text{BM} + T}$$

$$b = 3.448 + 0.01009 \times \text{BM} + 986.4/T$$

$$c = 2.4 - 0.2b$$

Korelasi Graham

$$\text{Viskositas Gas Campurar} = \sum xi \mu_i$$

$$\text{Viskositas Gas Campurar} = 0.000032 \text{ kg/m.s}$$

(Buddenberg, 1949)

Densitas partikel merupakan densitas campuran komponen dalam ash

Berdasarkan perhitungan tabel C.5

$$\rho \text{ (partikel)} = 2,621.646 \text{ kg/m}^3$$

(Purbasari, 2016)

Dari gambar C.2 diambil nilai perbandingan partikel

$$\text{Efisiensi cyclone pada} = 90 \%$$

$$d_{pi}/D_{pth} = 5.00$$

Sizing Cyclone dengan mencari ukuran B_c

$$\rho_p = \text{Densitas partikel solid (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_g = \text{Densitas gas (kg/m}^3\text{)}$$

$$d_{pi} = \text{Ukuran partikel masuk cyclone (ft)}$$

$$D_{pth} = \text{Ukuran teoritis partikel keluar (m)}$$

$$\mu_g = \text{Viskositas gas (kg/m.s)}$$

$$B_c = \text{Lebar saluran Inlet cyclone (m)}$$

$$N_s = \text{Jumlah putaran oleh aliran gas dalam cyclone}$$

$$V_{in} = \text{Kecepatan gas masuk pada cyclone (m/s)}$$

Trial Kecepatan Udara dan jumlah cyclone

$$\text{Kecepatan udara masuk Cyclone} = V_{in} = 52.8 \text{ m/s}$$

Dari *grafik C.3* didapatkan jumlah aliran spiral dalam cyclone

$$N_s = 5.77$$

Ukuran partikel ash dengan mengambil nilai terkecil yaitu :

$$d_{pi} = \text{Ukuran partikel masuk cyclone}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.015 \text{ mm} && (\text{Ishak, 2019}) \\
 5.00 \times D_{pth} &= d_{pi} \\
 D_{pth} &= 0.000003 \text{ m} \\
 &= 0.00300 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Dimensi berdasarkan Gambar C.4

B_c = Lebar saluran Inlet cyclone
 D_e = Diameter saluran gas keluar Cyclone
 D_c = Diameter Cyclone
 H_c = Tinggi saluran input cyclone
 L_c = Tinggi Ruang Gravitasi Settling
 S_c = Lebar outlet gas
 Z_c = Tinggi Ruang Spiral Cyclone
 J_c = Diameter output partikel

$$\begin{aligned}
 B_c &= \frac{D_{pth}^2 \times \pi \times N_s \times V_{in} \times (\rho_p - \rho_g)}{9 \times \mu_g} \\
 &= 0.0784 \text{ m} = 7.84 \text{ cm} \approx 8.00 \text{ cm} \\
 B_c &= D_c/4 \\
 D_c &= 0.3200 \text{ m} = 32.00 \text{ cm} \\
 D_e &= D_c/2 \\
 &= 0.1600 \text{ m} = 16.00 \text{ cm} \\
 H_c &= D_c/2 \\
 &= 0.1600 \text{ m} = 16.00 \text{ cm} \\
 L_c &= 2D_c \\
 &= 0.6400 \text{ m} = 64.00 \text{ cm} \\
 S_c &= D_c/8 \\
 &= 0.0400 \text{ m} = 4.00 \text{ cm} \\
 Z_c &= 2D_c \\
 &= 0.6400 \text{ m} = 64.00 \text{ cm} \\
 J_c &= D_c/4 \\
 &= 0.0800 \text{ m} = 8.00 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Hasil trial

Jumlah Cyclone Fludized bed dapat berjumlah antar 1 hingga 22 set

$$\begin{aligned}
 n &= 15 \\
 Q &= 0.67 \text{ m}^3/\text{s} / \text{cyclone} \\
 A_{inlet} &= B_c \times H_c = 0.0800 \text{ m} \times 0.1600 \text{ m} \\
 &= 0.013 \text{ m}^2 \\
 V &= \frac{Q}{A_{inlet}} \\
 V &= 52.69 \text{ m/s} = 172.87 \text{ ft/s} \\
 V_{trial} &= 52.80 \text{ m/s} \\
 error &= -0.21 \% \\
 \Delta P &= \frac{4 \rho v^2}{2g} = 0.019 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

12. Hidrolizer (R-230)

Fungsi	=	Tempat reaksi COS menjadi H ₂ S	
Tipe	=	Vertical Packed Bed Reactor, kedua tutup <i>standard dished head</i>	
Tekanan	=	29.8 bar = 29.41 atm	
Suhu	=	195 °C = 468.2 K	
Bahan reaktor	=	SS 316	(Geary, 2011)
Feed (property dari Hysys):			
viskositas	=	0.00002 kg/m.s	
densitas	=	13.17 kg/m ³	
Mass rate	=	28,877.39 kg/jam	
Flow rate	=	2,192.66 m ³ /jam	
Katalis			
Jenis	=	Activated Alumina	
ρ _{katalis}	=	3,970.00 kg/m ³	
ρ _{bulk}	=	770.00 kg/m ³	(Delta inc)
Bentuk	=	spherical	
D _p	=	0.0040 m	(Pesaran, 1990)
Φ _s	=	1 (Shape Factor spherical)	(Geankoplis, 2003)

Perhitungan Void Fraction dari adsorban

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{bulk}}}{\rho_{\text{katalis}}}$$

$$\varepsilon = 0.806$$

Perhitungan Jumlah Katalis

$$\text{GHSV} = 1,000.00 \text{ /jam} = \frac{\text{Massa Feed}}{\text{Massa Katalis}} \quad (\text{Yi, 2010})$$

$$\text{Massa Katalis} = 28.88 \text{ kg}$$

$$\text{Volume katalis} = \frac{\text{massa adsorban bulan}}{\rho_{\text{bulk}}} = 0.038 \text{ m}^3$$

Superficial Gas Velocity

Nre yang diinginkan pada range turbulen $\approx 5,000$

$$N_{\text{Re}} = \frac{4 D_p v' \rho}{6 (1 - \varepsilon) \mu}$$

$$v' = \frac{6 N_{\text{Re}} (1 - \varepsilon) \mu}{4 D_p \rho}$$

$$v' = 0.49 \text{ m/s} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

Perhitungan diameter berbasis superficial velocity

$$v' = \frac{Q}{A}$$

$$A = 1.242 \text{ m}^2$$

$$R = 0.629 \text{ m}$$

$$d = 1.257 \text{ m} = 49.50 \text{ in}$$

Perhitungan tebal silinder

$$P = 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 32.78 \text{ bar} = 460.74 \text{ psig}$$

$$R = D / 2 = 24.75 \text{ in}$$

$$f = 17,500.00 \text{ psi}$$

$$c = 0.125 \text{ in}$$

$$E = 0.8 \text{ tipe las double welded butt joint}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$t_s = 0.96 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

$$OD = 51.50 \text{ in} \approx 54 \text{ in}$$

$$ID \text{ baru} = 52.00 \text{ in} = 1.321 \text{ m}$$

$$\text{Luas baru} = 1.369 \text{ m}^2$$

(Brownell, 1959)

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times p \times R}{fE - 0.1p} + C$$

$$t_{ha} = 0.885 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

tinggi tutup bagian atas dan bawah

$$0.169 \times D = 8.79 \text{ in}$$

$$ha = 8.79 \text{ in} = 0.22 \text{ m}$$

$$hb = 8.79 \text{ in} = 0.22 \text{ m}$$

Perhitungan Tinggi

$$\begin{aligned} \text{tinggi packed} &= \frac{V_{\text{katalis}}}{\text{Luas Baru}} \\ &= 0.027 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{rasio optimal tinggi (I} = 1.5 \times D \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$\text{Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} = 2 \text{ in} = 0.051 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bejana} &= \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{Straight Flange} \\ &= 2.083 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi total} &= \text{tinggi bejana} + ha + hb \\ &= 2.083 + 0.22 + 0.22 \\ &= 2.53 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

13. Desulphurizer Tank (D-240)

$$\text{Fungsi} = \text{mengurangi kadar H}_2\text{S}$$

$$\text{Suhu} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 29.6 \text{ bar}$$

$$\text{Bentuk} = \text{Vertical Packed Bed Reactor, kedua tutup } \textit{standard dished head}$$

$$\text{Bahan} = \text{SS 316} \quad (\text{Geary, 2011})$$

$$\text{Jumlah} = 2$$

Feed (property dari Hysys):

$$\text{viskositas} = 0.00002 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{densitas} &= 9.05 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Mass rate} &= 28,877.39 \text{ kg/jam} \\
 \text{Flow rate} &= 3,191.58 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Adsorban :} \\
 \text{Jenis} &= \text{ZnO (BASF R5-12)} \\
 \rho_{\text{adsorban}} &= 5,610 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho_{\text{bulk}} &= 1,050 \text{ kg/m}^3 & (\text{BASF Data Sheet}) \\
 \text{Bentuk} &= \text{silinder} \\
 D &= 0.0048 \text{ m} \\
 \Phi_s &= 0.87 \text{ (Shape Factor dari silinder)} & (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Efektif Katalis

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi panjang katalis} &= 2 \times D \\
 \text{Luas Katalis (Sp)} &= 1.81\text{E-}04 \text{ m}^2 \\
 \text{Volume Katalis (Vp)} &= 1.74\text{E-}07 \text{ m}^3 \\
 \text{Luas : Volume (Ap)} &= 1,041.67 \\
 \text{Diameter Efektif (Dp)} &= \frac{6}{A_p} \\
 &= 0.00576 \text{ m} & (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

Perhitungan Void Fraction dari adsorban

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 1 - \frac{\rho_{\text{bulk}}}{\rho_{\text{Adsorban}}} \\
 \varepsilon &= 0.813
 \end{aligned}$$

Perhitungan Jumlah Katalis

$$\begin{aligned}
 \text{ZnO yang dibutuhkan} &= 107,436.28 \text{ kg} \\
 \text{Volume adsorban} &= \frac{\text{massa adsorban}}{\rho_{\text{adsorban}}} \\
 &= 19.15 \text{ m}^3 & (\text{Lukenbein, 2016})
 \end{aligned}$$

Superficial Gas Velocity

$$\begin{aligned}
 \text{Nre diinginkan pada range turbulen dan kecepatan supervisial antara 20-50 cm/s} \\
 N_{\text{Re}} &= \frac{4 D_p v' \rho}{6 (1 - \varepsilon) \mu} \approx 4000 \\
 v' &= \frac{6 N_{\text{Re}} (1 - \varepsilon) \mu}{4 D_p \rho} \\
 v' &= 0.49 \text{ m/s} & (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter berbasis superficial velocity

$$\begin{aligned}
 v' &= \frac{Q}{A} \\
 A &= 1.819 \text{ m}^2 \\
 R &= 0.761 \text{ m} \\
 d &= 1.521 \text{ m} = 59.90 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder

$$\begin{aligned}P &= 1.1 \times P \text{ operasi} = 32.56 \text{ bar} = 457.55 \text{ psig} \\R &= D / 2 = 29.95 \text{ in} \\f &= 16,750 \text{ psi} \\c &= 0.125 \text{ in} \\E &= 0.8 \text{ tipe las double welded butt joint}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C \\t_s &= 1.17 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\OD &= 62.15 \text{ in} \approx 66 \text{ in} \\ID \text{ baru} &= 63.75 \text{ in} = 1.62 \text{ m} \\Luas \text{ baru} &= 2.06 \text{ m}^2\end{aligned} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah

$$\begin{aligned}t_{ha} &= \frac{0.885 \times p \times R}{fE - 0.1p} + C \\t_{ha} &= 1.092 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\tinggi \text{ tutup bagian atas dan bawah} &= 0.169 \times D = 10.77 \text{ in} \\ha &= 10.77 \text{ in} = 0.27 \text{ m} \\hb &= 10.77 \text{ in} = 0.27 \text{ m}\end{aligned}$$

Perhitungan Tinggi

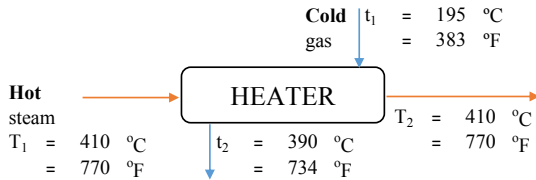
$$\begin{aligned}\text{tinggi packed} &= \frac{V \text{ adsorban}}{\text{Luas Baru}} \\&= 9.304 \text{ m} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\Straight \text{ Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} &= 2 \text{ in} = 0.051 \text{ m} \\Tinggi \text{ Bejana} &= \text{tinggi packed} + 2 \times Straight \text{ Flange} \\&= 9.406 \text{ m} \\tinggi \text{ total} &= \text{tinggi bejana} + ha + hb \\&= 9.406 + 0.27 + 0.27 \\&= 9.95 \text{ m} \quad (\text{Brownell, 1959})\end{aligned}$$

Pressure Drop

$$\begin{aligned}\Delta p &= \frac{150\mu v' \Delta L (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 \epsilon^3} + \frac{1.75\rho v' \Delta L (1 - \epsilon)^{\frac{5}{2}}}{D_p \epsilon^3} \\&= 1.872 \text{ atm}\end{aligned}$$

14. Desulphurizer Preheater (E-241)

$$\begin{aligned}\text{Fungsi} &= \text{menyesuaikan suhu untuk desulfurasi} \\Jumlah &= 1 \text{ unit} \\Bahan &= SS 304 \\Jenis &= 1-2 \text{ Shell and Tube Heat Exchanger}\end{aligned}$$



Shell side			Tube side		
ID	=	39 in	Jumlah	=	299
Baffle	=	39 in	Panjang	=	16 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/2 in
			BWG	=	12
			Pitch	=	1 7/8 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3925 ft ² /lin ft
			a't	=	1.29 in ²

1. Heat Balance

steam

$$M = 9,479.25 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{770 + 770}{2} = 770\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 12,514,808 \text{ Btu/hr}$$

gas

$$t_{av} = \frac{383 + 734}{2} = 558.5\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 12,514,808 \text{ Btu/hr}$$

$$m = 63,645.77 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 0.56 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
770	Higher Temp	734	36	Δt_2
770	Lower Temp	383	387	Δt_1
0	Differences	351	-351	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 147.8\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.91$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 147.8\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - S}{1 - RS} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)} = 3.426 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 770 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 558.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 50 \quad (\text{Range steam-gases 5-50 berdasarkan tabel 8 Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}}$$

$$= 1694 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 270 \approx 299 \quad (\text{Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern})$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 39 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 45 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cold Fluid: Shell Side, SYNGAS	Hot Fluid: Tube Side, STEAM
4' Baffle = 1xIDs = 39	4" Flow area (a't) = 1.290 in ²
C' = Pt- OD = 3/8	at = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
Flow Area (as) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$	= 1.339 ft ²
= 2.113 ft ²	
5' G _s = $\frac{m}{a_s}$	5" G _t = $\frac{M}{a_t}$
= 30,128 lb/hr.ft ²	= 7,078 lb/hr ft ²
6' Pada Tc = 770 °F	6" Pada tc = 558.5 °F
μ = 0.020 Cp x 2.42	μ = 0.02 Cp x 2.42
= 0.0484 lb/ft.hr	= 0.05 lb/ft.hr
De = $\frac{3.44P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$	D = 1.29 inch (tabel 10)
= 1.07 inc	= 0.108 ft
= 0.09 ft	Re _t = $\frac{D \times G_t}{\mu}$
Re _s = $\frac{D_e \times G_s}{\mu}$	Re _t = 15,721
= 55,263	
7'. j _H = 120 (gambar 28)	9" hio = 1,500.00 Btu/(hr)(ft ²)°F

$$\begin{aligned}
 8'. \text{ Pada } T_c &= 770 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0.05 \text{ Btu/ (hr)(ft)}(^{\circ}\text{F}) \\
 c &= 0.56 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 (c \mu /k)^{1/3} &= 0.82
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 9'. \quad h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \sqrt{\frac{c \mu}{k}} \Phi_s \\
 &= 53.86 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan
viskositas rendah, sehingga $\Phi_s = 1$

13. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{80,785.32}{1,553.86} \\
 &= 51.99 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0029 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu} \\
 R_d \text{ steam dan gas} &= 0.0015 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}
 \end{aligned}$$

Pressure Drop

1' Untuk Re_s	55,263 (gambar 29)	1" Untuk Re_t	15,721 (gambar 26)
$f = 0.0018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$		$f = 0.00025 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	
$s = 0.58$		$s = 1$	
$D_s = 39 \text{ inch}$		2" Persamaan untuk Steam	
$= 3.25 \text{ ft}$		$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f G t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$		$= 0.00 \text{ Psi}$	
$= 5$		$\Delta P \text{ steam} < 1 \text{ psi}$ sehingga memenuhi	
3'. $\Delta P_s = \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$			
$= 0.01 \text{ Psi}$			

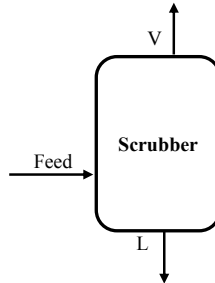
15. Tar Scrubber (D-250)

Fungsi = memisahkan gas untuk recycle
 Tipe = wet scrubber (spray tower)
 Jumlah = 1 buah
 Bahan = SS 316 (API 12J)
 Suhu = 220 $^\circ\text{C}$
 Tekanan = 28.5 bar 413.4 psia
 Jenis tutup = Standard Dished Head
 Top Product:

$$\begin{aligned}
 t &= 185 \text{ }^{\circ}\text{C} = 365 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 P &= 28.3 \text{ bar} = 410.5 \text{ psia} \\
 W_v &= 28,863.42 \text{ kg/h} \\
 W_v &= 63,632.87 \text{ lb/hr} \\
 r_v &= 12.740 \text{ kg/m}^3 \\
 r_v &= 0.790 \text{ lb/ft}^3 \\
 V_v &= 2,265.57 \text{ m}^3/\text{hr} \\
 V_v &= 80,560.18 \text{ ft}^3/\text{hr}
 \end{aligned}$$

Bottom Product:

$$\begin{aligned}
 t &= 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 95 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 P &= 28.3 \text{ bar} = 410.5 \text{ psia} \\
 W_L &= 5,122.57 \text{ kg/h} \\
 W_L &= 10,481.80 \text{ lb/hr} \\
 r_L &= 1,001.00 \text{ kg/m}^3 \\
 r_L &= 62.06 \text{ lb/ft}^3 \\
 V_L &= 5.12 \text{ m}^3/\text{hr} \\
 V_L &= 168.89 \text{ ft}^3/\text{hr}
 \end{aligned}$$



Menggunakan Standard API 12 J, dengan nilai K untuk konfigurasi vertikal 0.35

$$v_v = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = 0.940 \text{ m/s} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\begin{aligned} \text{Minimal. Gas flow area} &= V_v / v_v \\ &= 0.67 \text{ m}^2 = 7.21 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Minimal. Gas flow area} = \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times d^2$$

$$\begin{aligned} \text{Minimal ID separator} &= 36.36 \text{ inc} = 3.0 \text{ ft} = 0.923 \text{ m} \\ \text{ratio optimum L/D} &= 3 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang Silinder} = 3 \times \text{ID} = 9.09 \text{ ft}$$

$$\text{Volume tangki berbasis gas} = 1.856 \text{ m}^3$$

Dengan retention time maximum 4 menit maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki berbasis liquid} &= V_L \times 4 \text{ menit} \\ &= 0.341 \text{ m}^3 = 3.67 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

sehingga digunakan volume berbasis gas yang lebih besar

$$\begin{aligned}
 H_{\text{Liquid}} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\text{Alas}} \\
 &= \frac{0.341 \text{ m}^3}{0.67 \text{ m}^2} \\
 &= 0.509 \text{ m} = 1.67 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$P_{\text{hydros}} = \frac{\rho_g H_{\text{liquid}}}{gc}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8.639 \text{ psia} \\
 P_{\text{operasi}} &= 413.4 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hydros}} + P_{\text{operasi}} - 14.7 = 407.3 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 448 \text{ psig} \\
 f &= 17200 \text{ psia} \\
 E &= 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk } Double\text{-welded butt joint}) \\
 C &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi})
 \end{aligned}$$

(Kusnarjo, 2010)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C \\
 &= \frac{448.03}{17200} \times \frac{18.18}{0.8 - 0.6 \times 17200} + 0.125 \\
 t_s &= 2.49 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi } t_s &= 2 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 41.34 \text{ in} \\
 OD \text{ standar} &= 42 \text{ in} = 3.5 \text{ ft} \\
 ID \text{ baru} &= 37 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownel, 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Area Gas baru} &= \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times d_2^2 \\
 &= 0.67 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C \\
 &= 0.6598 \text{ in} \\
 &= 3/4 \text{ in} \quad (\text{standarisasi})
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup atas dan bawah

$$\begin{aligned}
 h &= 0.169 \times ID \\
 &= 6.25 \text{ in} \approx 7.00
 \end{aligned}$$

(Kusnarjo, 2010)

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in

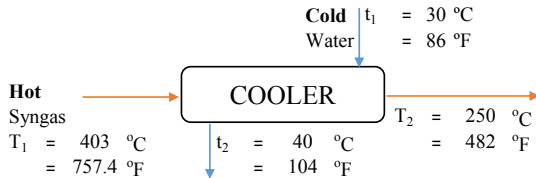
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} + 2 \times \text{sf} \\
 &= 7.00 + 111 + 7.00 + 4.00 \\
 &= 129.00 \text{ in} \\
 &= 10.75 \text{ ft} \\
 &= 3.28 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

16. Scrubber Cooler (E-251)

$$\begin{aligned}
 \text{Fungsi} &= \text{menyesuaikan suhu untuk proses scrubbing} \\
 \text{Jumlah} &= 1 \text{ unit} \\
 \text{Bahan} &= \text{SS 304}
 \end{aligned}$$

Jenis = 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger



Shell side			Tube side		
ID	=	27 in	Jumlah	=	131
Baffle	=	27 in	Panjang	=	12 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/2 in
			BWG	=	18
			Pitch	=	1 7/8 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3925 ft ² /lin ft
			a't	=	1.54 in ²

1. Heat Balance

Syngas

$$M = 63,635.96 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{757.4 + 482}{2} = 619.7 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 10,810,695 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = 0.6169 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 10,810,695 \text{ Btu/hr}$$

$$m = 600,850.40 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 1.00 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
757.4	Higher Temp	104	653.4	Δt_2
482	Lower Temp	86	396	Δt_1
275.4	Differences	18	257.4	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 514 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 15 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.03$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD$$

$$= 404.8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - S}{1 - RS} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)} = 0.787 \approx 0.787$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 619.7 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = 50 \text{ (Range water-gases 2-50 berdasarkan tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}}$$

$$= 534 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 113 \approx 131 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 27 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_{t_s}} \times U_D = 43 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, SYNGAS	Cold Fluid: Tube Side, WATER
4' Baffle = $1 \times ID_s = 27$	4" Flow area (a't) = 1.540 in^2
C' = $P_t - OD = 3/8$	$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n}$
Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$	$= 0.700 \text{ ft}^2$
$= 1.013 \text{ ft}^2$	
5' $G_s = \frac{M}{a_s}$	5" $G_t = \frac{m}{a_t}$
$= 62,850 \text{ lb/hr.ft}^2$	$= 857,762 \text{ lb/hr.ft}^2$
6' Pada Tc = $619.7 \text{ }^{\circ}\text{F}$	$V = \frac{G_t}{3600 \rho}$
$\mu = 0.020 \text{ Cp} \times 2.42$	$= 3.81 \text{ ft/s}$
$= 0.0484 \text{ lb/ft.hr}$	
$D_e = \frac{3.44 P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$	6" Pada tc = $95 \text{ }^{\circ}\text{F}$
$= 1.07 \text{ inc}$	$\mu = 0.72 \text{ Cp} \times 2.42$
$= 0.09 \text{ ft}$	$= 1.74 \text{ lb/ft.hr}$
$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$	D = 1.4 inch (tabel 10)
$= 115,284$	$= 0.117 \text{ ft}$
	$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$

$$7'. j_H = 180 \text{ (gambar 28)}$$

$$Re_i = 57,434$$

$$\begin{aligned} 8'. \text{ Pada } T_c &= 620 \text{ } ^\circ\text{F} \\ k &= 0.05 \text{ Btu/(hr)(ft)}(^{\circ}\text{F}) \\ c &= 0.62 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ (c \mu / k)^{1/3} &= 0.83 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 9'' \text{ hi} &= 950 \times 0.84 \text{ fig.25} \\ &= 798 \\ h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 744.80 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 9'. h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \sqrt[3]{\frac{c\mu}{k}} \Phi_s \\ &= 87.67 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan
viskositas rendah, sehingga $\Phi_s = 1$

13. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{65,295.61}{832.47} \\ &= 78.44 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0104 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$R_d \text{ untreated water dan vapor H}_2\text{S removal} = 0.006 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

Pressure Drop

$$\begin{aligned} 1' \text{ Untuk } Re_s &= 115,284 \text{ (gambar 29)} \\ f &= 0.0013 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \\ s &= 0.58 \\ D_s &= 27 \text{ inch} \\ &= 2.25 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2' \text{ Jumlah crosses, } N + 1 &= 12 \text{ L / B} \\ &= 5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3'. \Delta P_s &= \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s} \\ &= 0.023 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1'' \text{ Untuk } Re_t &= 57,434 \text{ (gambar 26)} \\ f &= 0.0003 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2'' \Delta P_t &= \frac{f G t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t} \\ &= 0.87 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3'' \text{ Gt} &= 857,762.05 \\ V^2 / 2g &= 0.1 \text{ (gambar 27)} \\ \Delta P_r &= \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144} \\ &= 0.347 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4'' \Delta P_T &= \Delta P_T + \Delta P_r \\ &= 0.87 + 0.347 \\ &= 1.217 \text{ Psi} \end{aligned}$$

17. Decanter (H-252)

$$\begin{aligned} \text{Fungsi} &= \text{memisahkan tar dan air} \\ \text{Suhu} &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Tekanan = 28.3 bar
 Bentuk = Vertical decanter
 Bahan = SA-178 grade c (Norsok Standar)
 Jumlah = 1

Asumsi : tar dianggap 100% berupa benzene

Laju Tar = 9.16 kg/jam = 0.01 m³/jam

Laju air = 5,122.07 kg/jam = 5.12 m³/jam

densitas tar = 863.00 kg/m³

densitas air = 1,001.00 kg/m³

viskositas tar = 0.000529 kg/m.s

viskositas air = 0.000719 kg/m.s

Perhitungan Settling Velocity dengan trial hukum stokes (Reynold number <1)

$$u_d = \frac{d_d^2 g (\rho_{tar} - \rho_{air})}{18 \mu_{air}}$$

d_d = diameter droplet (dengan ukuran maksimum 150 mikrometer)

g = gravitasi (9.81 m/s²)

ρ = densitas (kg/m³)

μ = viskositas(N s/ m²)

u_d = -0.00236 m/s (rising)

$$N_{Re} = \frac{D_p u_d \rho}{\mu} = 0.142 \quad \text{sehingga hukum stokes berlaku} \quad (\text{Sinnott, 2019})$$

Perhitungan dimensi dengan settling velocity

$$A = \frac{Q}{u_d}$$

$$A = 0.604 \text{ m}^2 = \pi \times r^2$$

$$r = 0.438 \text{ m}$$

$$d = 0.876 \text{ m} = 34.50 \text{ in}$$

Perhitungan tebal bejana:

$$P_{desain} = 1.1 \times P_{operasi} = 31.13 \text{ bar} = 436.81 \text{ psig}$$

$$R = D / 2 = 17.25 \text{ in}$$

$$f = 12750 \text{ psi}$$

$$c = 0.125 \text{ in}$$

$$E = 0.8 \text{ tipe las double welded butt joint}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$t_s = 0.88 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

$$OD = 36.50 \text{ in} \approx 38 \text{ in}$$

$$ID \text{ baru} = 36.00 \text{ in} = 0.9144 \text{ m} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Perhitungan dimensi dengan settling velocity tar sebagai perbandingan

Dengan menggunakan nilai $L = 2 \times D$

$$L = 1.829 \text{ m}$$

Band dispersion berupa 10% ketinggian 0.183 m

$$\text{Residence Time} = \frac{\text{Band dispersion}}{\text{settling velocity}} = 77.65 \text{ s}$$

Nilai residence time memenuhi karena berada pada range umum (2 hingga 5 menit)

Dengan memeriksa kembali ukuran partikel :

$$u_{\text{tar}} = \frac{Q_{\text{tar}}}{A} = 4.89\text{E-}06 \text{ m/s}$$

$$d_d = \sqrt{\frac{u_{\text{tar}} 18 \mu_{\text{tar}}}{g(\rho_{\text{air}} - \rho_{\text{tar}})}}$$

(Sinnott, 2019)

$$\text{diameter droplet} = 6\text{E-}06 \text{ m} = 5.864 \text{ }\mu\text{m}$$

karena diameter droplet dibawah ukuran awal 150, perhitungan memenuhi

Perhitungan tebal tutup atas

$$t = d \sqrt{\frac{CP}{f}}$$

$$\text{Nilai C berdasarkan Appendix H Brownell} = 0.162$$

$$t = 2.682 \text{ in} \approx 2 \frac{3}{4} \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Perhitungan tebal tutup bawah

$$\text{nilai umum sudut conical} = 60^\circ$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{\cos \alpha (fE - 0.6P)} + C$$

$$t_s = 1.00 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{8}$$

(Brownell, 1959)

18. Scrubber Pump (L-253)

Fungsi = Mengalirkan kembali fluida ke kolom destilasi

Tipe = centrifugal

Konfigurasi = horizontal

Jumlah = 1

Bahan = carbon steel (WSA, 2011)

Laju feed = 5,132.00 kg/jam = 11,314.12 lbm/jam

Densitas = 1,001.00 kg/m³ = 62.49 lbm/ft³

Viskositas = 0.719 cP = 0.000719 Pa.s

Volumetric flowrate = 5.13 m³/jam = 0.05 ft³/s

Trial Aliran

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 0.363 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 0.363 \times 0.0524 \times 2.4550 \\ &= 0.047 \text{ m} = 1.837 \text{ in} \end{aligned}$$

(Timmerhaus, 1995)

Q_f = volumetrik flowra (ft³/s)

ρ = Densitas campuran (lbm/ft³)

Standarisasi pipa:

Nominal size = 2 in

Schedule number = 80

OD = 2.375 in = 0.060 m

ID = 1.939 in = 0.049 m

A = 0.0205 ft² = 0.002 m²

(McCabe, 1993)

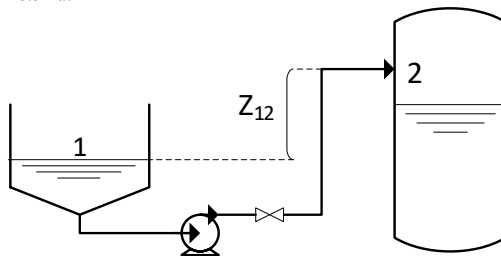
Rencana Perpipaan

Panjang pipa lurus = 10 m

Δz 1 - 2 = 3.28 m

P1 = 28.3 atm

P2 = 28.5 atm



$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{5.1269}{0.0019} = 2,691.96 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0.7478 \text{ m/s}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0.0493 \times 1,001.00 \times 0.7478}{0.0007185}$$

$$N_{re} = 51,308.03 \approx \text{Aliran laminar}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

1. Perhitungan Contraction Loss

Asumsi $A1 \gg A2$

$$K_c = 0.55 \times (1 - A2/A1)$$

$$= 0.55 \times (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \text{ (konstanta untuk aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} \text{Contraction Loss} &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha} \\ &= \frac{0.55 \times 0.5592}{2 \times 1} \\ &= 0.3075 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

(Geankoplis, 2003)

2. Perhitungan friction loss pipa lurus

$$\begin{aligned}
 \text{Material Pipa} &= \text{Commercial steel} \\
 \text{Roughness} &= 0.000046 \text{ m (Grafik 2.10-3 Geankoplis)} \\
 \text{Relative roughness} &= \frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{0.000046}{0.049251} = 0.0009 \\
 \text{Fanning factor} &= 1.8 \\
 &= \frac{4 \times 10 \times 1.800 \times 0.5592}{2 \times 0.049251} \\
 &= 408.7181 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan friction loss fitting dan valves

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe fitting} &= 1 \times \text{Elbow } 90^\circ \\
 \text{Tipe valve} &= \text{Gate valve (wide open)} \\
 \text{Kf elbow} &= 0.75 \\
 \text{Kf valve} &= 0.17 \\
 \text{Jumlah valve} &= 1 \text{ unit} \\
 \text{Jumlah fittings} &= 1 \text{ unit} \\
 \text{Kf total} &= \text{Kf elbow} \times \text{Jumlah fittings} + \text{Kf} \times \text{Jumlah valve} \\
 &= 0.75 \times 1 + 0.17 \times 1 \\
 &= 0.92 \\
 \text{Friction loss} &= \frac{\text{Kf total} \times v^2}{2} \\
 &= \frac{0.92 \times 0.5592}{2} \\
 &= 0.2572 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan expansion loss titik 3 dan 4

$$\begin{aligned}
 A2/A1 &= 0 \text{ Asumsi } A2 \gg A1 \\
 K_{ex} &= \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2 \\
 &= 1 \\
 \alpha &= 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen}) \\
 \text{Expansion loss} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 0.5592}{2 \times 1} \\
 &= 0.5592 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friction loss} &= 0.5592 + 0.2572 + 408.7181 + 0.3075 \\
 &= 409.8420 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 0 &= \frac{v2^2 - v1^2}{2 \times \alpha} + (9.8 \times \Delta z) + \frac{P2 - P1}{\rho} + F_{12} + W_s \\
 -W_s &= \frac{v2^2 - v1^2}{2 \times \alpha} + (9.8 \times \Delta z) + \frac{P2 - P1}{\rho} + F_{12} \\
 &= \frac{0.5592 - 0}{2 \times 1} + 9.8 \times 3.28 + \frac{-0.2}{1001} + 409.8420
 \end{aligned}$$

$$= 442.5450 \text{ J/kg}$$

Effisiensi pompa = 62% (nilai umum efisiensi berdasarkan jumlah flow rate)

$$\text{Power} = \frac{442.5450 \times \text{Feed (kg/s)}}{\text{Effisiensi pompa}} = \frac{442.55 \times 1.43}{62\%}$$

$$= 1.018 \text{ kW} = 1.363 \text{ hp}$$

$$\approx 1.100 \text{ kW} = 1.474 \text{ hp} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

19. Water Gas Shift Reactor (R-260)

Fungsi = Mereaksikan CO dan H₂O menjadi H₂ dan CO₂
 Tipe = Packed Bed Reactor, kedua tutup *standard dished head*
 Tekanan = 30 bar = 29.61 atm
 Suhu = 320 °C = 593.2 K
 Bahan reaktor = SS 304 (Geary, 2011)

Feed (property dari Hysys):

viskositas = 0.00002 kg/m.s

densitas = 0.096 kg/m³

Mass rate = 28,863.46 kg/jam

Flow rate = 299,755.53 m³/jam

Katalis

Jenis = CuO/ZnO/Fe₂O₃

ρ_{bulk} = 1,120.00 kg/m³

Bentuk = silinder

D = 0.0060 m

L = 0.0060 m

Φ_s = 0.87 (Shape Factor spherical)

(Kharazmi Tech)

(Geankoplis, 2003)

Perhitungan Diameter Efektif Katalis

Luas Katalis (Sp) = 1.70E-04 m²

Volume Katalis (Vp) = 1.70E-07 m³

Luas : Volume (Ap) = 1000

$$\text{Diameter Efektif (Dp)} = \frac{6}{A_p}$$

$$= 0.006 \text{ m}$$

(Geankoplis, 2003)

Perhitungan Densitas Katalis

Komposisi dari katalis adalah 89% Fe₂O₃, 9 % Cr₂O₃ dan 2 % CuO

Volume katalis = densitas katalis x % massa katalis

Volume CuO = 6310 x 2.00 = 3E-04

Volume Cr₂O₃ = 5220 x 9.00 = 0.002

Volume Fe₂O₃ = 5240 x 89.00 = 0.017

sehingga volume total seluruh katalis = 0.019

$$\rho_{\text{katalis}} = \frac{100}{\text{volume katalis}}$$

ρ_{katalis} = 5,256.01 kg/m³

(Kharazmi Technology)

Perhitungan Void Fraction dari adsorban

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 1 - \frac{\rho_{\text{bulk}}}{\rho_{\text{katalis}}} \\ \varepsilon &= 0.787\end{aligned}$$

Perhitungan Jumlah Katalis

$$\begin{aligned}\text{GHSV} &= 800 \text{ /jam} = \frac{\text{Massa Feed}}{\text{Massa Katalis}} \\ \text{Massa Katalis} &= 36.08 \text{ kg} \\ \text{Volume katalis} &= \frac{\text{massa adsorban bulan}}{\rho_{\text{bulk}}} \\ &= 0.032 \text{ m}^3\end{aligned}$$

(Bartholomew, 2006)

Superficial Gas Velocity

Nre yang diinginkan pada range turbulen ≈ 5000

$$\begin{aligned}N_{\text{Re}} &= \frac{4 D_p v' \rho}{6 (1 - \varepsilon) \mu} \\ v' &= \frac{6 N_{\text{Re}} (1 - \varepsilon) \mu}{4 D_p \rho} \\ v' &= 57.40 \text{ m/s}\end{aligned}$$

(Geankoplis, 2003)

Perhitungan diameter berbasis superficial velocity

$$\begin{aligned}v' &= \frac{Q}{A} \\ A &= 1.451 \text{ m}^2 \\ R &= 0.679 \text{ m} \\ \text{ID} &= 1.359 \text{ m} = 53.49 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan tebal silinder

$$\begin{aligned}P &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 33 \text{ bar} = 463.93 \text{ psig} \\ R &= D / 2 = 26.75 \text{ in} \\ f &= 14,850 \text{ psi} \\ c &= 0.125 \text{ in} \\ E &= 0.8 \text{ tipe las double welded butt joint} \\ t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C \\ t_s &= 1.19 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ \text{OD} &= 55.99 \text{ in} \approx 60 \text{ in} \\ \text{ID baru} &= 57.50 \text{ in} = 1.461 \text{ m} \\ \text{Luas baru} &= 1.674 \text{ m}^2\end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah

$$t_{\text{ha}} = \frac{0.885 \times p \times R}{f E - 0.1 p} + C$$

$$t_{ha} = 1.123 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

tinggi tutup bagian atas dan bawah

$$0.169 \times D = 9.72 \text{ in}$$

$$ha = 9.72 \text{ in} = 0.25 \text{ m}$$

$$hb = 9.72 \text{ in} = 0.25 \text{ m}$$

Perhitungan Tinggi

$$\begin{aligned} \text{tinggi packed} &= \frac{V \text{ katalis}}{\text{Luas Baru}} \\ &= 0.019 \text{ m} \end{aligned}$$

rasio optimal tinggi ($I = 1.5 \times D$) (Kusnarjo, 2010)

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in = 0.051 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bejana} &= \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{Straight Flange} \\ &= 2.292 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi total} &= \text{tinggi bejana} + ha + hb \\ &= 2.292 + 0.25 + 0.25 \\ &= 2.79 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

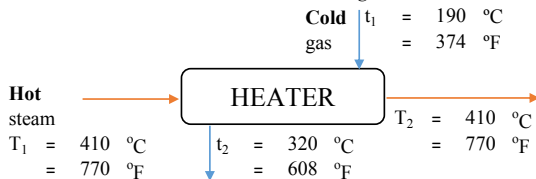
20. WGS Preheater (E-261)

Fungsi = menyesuaikan suhu shift reaction

Jumlah = 1 unit

Bahan = carbon steel

Jenis = 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*



Shell side			Tube side		
ID	=	29 in	Jumlah	=	154
Baffle	=	29 in	Panjang	=	12 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/2 in
			BWG	=	18
			Pitch	=	1 7/8 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3925 ft ² /lin ft
			a't	=	1.54 in ²

1. Heat Balance

steam

$$M = 5,980.66 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{770 + 770}{2} = 770 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 7,895,853 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = \text{\#DIV/0! Btu/lb.F}$$

gas

$$t_{av} = \frac{374 + 608}{2} = 491 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 7,895,853 \text{ Btu/hr}$$

$$m = 63,614.98 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 0.53 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
770	Higher Temp	608	162	Δt_2
770	Lower Temp	374	396	Δt_1
0	Differences	234	-234	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 261.8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.59$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 261.8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - S}{1 - RS} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)} = 1.29 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (T_c & t_c)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 770 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 491 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = 50 \text{ (Range steam-gases 5-50 berdasarkan tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = 603 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = 128 \approx 154 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 29 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 42 \quad \text{Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cold Fluid: Shell Side, SYNGAS	Hot Fluid: Tube Side , STEAM
4' Baffle = 1xIDs = 29	4" Flow area (a't) = 1.540 in ²
C' = Pt- OD = 3/8	at = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$	= 0.823 ft ²
= 1.168 ft ²	
5' G _s = $\frac{m}{a_s}$	5" G _t = $\frac{M}{a_t}$
= 54,462 lb/ hr.ft ²	= 7,263 lb/ hr ft ²
6' Pada Tc = 770 °F	6" Pada tc = 491 °F
μ = 0.020 Cp x 2.42	μ = 0.02 Cp x 2.42
= 0.0484 lb/ ft.hr	= 0.05 lb/ ft.hr
D _e = $\frac{3.44P_F^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$	D = 1.4 inch (tabel 10)
= 1.07 inc	= 0.117 ft
= 0.09 ft	
Re _s = $\frac{D_e \times G_s}{\mu}$	Re _t = $\frac{D \times G_t}{\mu}$
= 99,898	Re _t = 17,507
7'. j _H = 180 (gambar 28)	9" hio = 1,500.00 Btu/ (hr)(ft ²)°F
8'. Pada Tc = 770 °F	
k = 0.05 Btu/ (hr)(ft)(°F)	
c = 0.53 Btu/lb °F	
(c μ /k) ^{1/3} = 0.81	
9'. h _o = j _H $\frac{k}{D_e} \sqrt{\frac{c\mu}{k}} \Phi_s$	
= 79.33 Btu/ (hr)(ft ²)°F	
langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan	
viskositas rendah, sehingga Φ _s = 1	
13. Clean overall coefficient U _C	
U _C = $\frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{119,000.96}{1,579.33}$	
= 75.35 Btu/ hr ft ² °F	
14. Dirt Factor (R _d)	

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0.0108 \quad \text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{btu}$$

$$\text{Rd untreated water dan vapor H}_2\text{S removal} = 0.0060 \quad \text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{btu}$$

Pressure Drop

1' Untuk Re_s	99,898 (gambar 29)	1" Untuk Re_t	17,507 (gambar 26)
f	$= 0.0015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	f	$= 0.00042 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
s	$= 0.58$	s	$= 1$
D_s	$= 29 \text{ inch}$	2" Persamaan untuk Steam	
	$= 2.42 \text{ ft}$		
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L} / \text{B}$	$= 5$	$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f G t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$	
		$= 0.00 \text{ Psi}$	
3' $\Delta P_s = \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$	$= 0.02 \text{ Psi}$	$\Delta P \text{ steam} < 1 \text{ psi}$	sehingga memenuhi

21. Syngas Compressor (G-262)

Fungsi = Menaikkan tekanan gas

Type = centrifugal

Bahan = Carbon Steel

(Norsok Standard)

Suhu masuk (T_1) = 428 $^\circ\text{C}$ = 701 K

Suhu keluar (T_2) = 560.5 $^\circ\text{C}$ = 834 K

Tekanan masuk (P_1) = 28 bar = 406.1 psia = 2800 kPa

Tekanan keluar (P_2) = 50 bar = 725.2 psia = 5000 kPa

Overall compression ratio

$$R_c = \frac{P_d}{P_s} = \frac{725.2}{406.1} = 1.79$$

$R_c \text{ maks/stage} = 10$

(Ludwig, 1994)

Jumlah Stage (n) = 1

Compression ratio tiap stage = 1.786

$\delta = 1.443$

Persamaan polytropic

$$W = \frac{nRT_1}{\delta - 1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(\delta-1)}{\delta n}} - 1 \right]$$

(Smith, 2010)

$R = 8.314 \text{ kJ/kmol K}$

$W = 2564.157 \text{ kJ/kmol}$

$= 2564.157 \text{ kJ/kmol} \times 1637 \text{ kmol/jam}$

$= 1165.979 \text{ kJ/s}$

Power tiap stage

$\eta = 0.765$ (efisiensi overall)

$$\begin{aligned}\text{Power} &= 1524.16 \text{ kW} \\ &= 2043.92 \text{ HP} \approx 2050 \text{ HP}\end{aligned}$$

22. Methanol Reactor (R-310)

$$\begin{aligned}\text{Fungsi} &= \text{tempat reaksi pembentukan metanol} \\ \text{Tipe} &= \text{Packed Bed Reactor, kedua tutup } \textit{standard dished head} \\ \text{Tekanan} &= 50 \text{ bar} = 49.35 \text{ atm} \\ \text{Suhu} &= 220 \text{ }^{\circ}\text{C} = 493.2 \text{ K} \\ \text{Bahan reaktor} &= \text{SS304} \quad (\text{Geary, 2011}) \\ \text{Feed (property dari Hysys):} & \\ \text{viskositas} &= 0.00001921 \text{ kg/m.s} \\ \text{densitas} &= 24.69 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Mass rate} &= 29,949.86 \text{ kg/jam} \\ \text{Flow rate} &= 1,213.04 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Data Katalis :} & \\ \text{Jenis} &= \text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3 \\ \rho_{\text{bulk}} &= 1140 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Bentuk} &= \text{silinder} \\ \text{Diameter} &= 0.0547 \text{ m} \quad (\text{Samimi, 2017}) \\ \Phi_s &= 0.87 \quad (\text{Shape Factor spherical}) \quad (\text{Geankoplis, 2003}) \\ \varepsilon &= 0.39\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Efektif Katalis

$$\begin{aligned}\text{asumsi panjang katalis} &= \text{diameter} \\ L &= 0.0547 \text{ m} \\ \text{Luas Katalis (Sp)} &= 0.014093 \text{ m}^2 \\ \text{Volume Katalis (Vp)} &= 0.000128 \text{ m}^3 \\ \text{Luas : Volume (Ap)} &= 109.6892 \\ \text{Diameter Efektif (Dp)} &= \sqrt[6]{\frac{V_p}{A_p}} \\ &= 0.0547 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis, 2003})\end{aligned}$$

Perhitungan Jumlah Katalis

$$\begin{aligned}\text{GHSV} &= 10000 \text{ /jam} = \frac{\text{Massa Feed}}{\text{Massa Katalis}} \\ \text{Massa Katalis} &= 2.995 \text{ kg} \\ \text{Volume katalis} &= \frac{\text{massa katalis}}{\rho_{\text{bulk}}} \\ &= 0.003 \text{ m}^3 \quad (\text{Bartholomew, 2006})\end{aligned}$$

Superficial Gas Velocity

Nre yang diinginkan pada range turbulen ≈ 17000

$$N_{\text{Re}} = \frac{4}{6} \frac{D_p v' \rho}{(1 - \varepsilon) \mu}$$

$$v' = \frac{6 \bar{N}_{Re} (1 - \epsilon) \mu}{4 D_p \rho}$$

$$v' = 0.22 \text{ m/s} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

Perhitungan diameter berbasis superficial velocity

$$v' = \frac{Q}{A}$$

$$A = 1.523 \text{ m}^2$$

$$R = 0.696 \text{ m}$$

$$d = 1.392 \text{ m} = 54.81 \text{ in}$$

Perhitungan tebal silinder

$$P = 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 55 \text{ bar} = 783.01 \text{ psig}$$

$$R = D / 2 = 27.41 \text{ in}$$

$$f = 15,100.00 \text{ psi}$$

$$c = 0.125 \text{ in}$$

$$E = 0.8 \text{ tipe las double welded butt joint}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$t_s = 1.97 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 58.81 \text{ in} \approx 60 \text{ in}$$

$$\text{ID baru} = 56.00 \text{ in} = 1.422 \text{ m}$$

$$\text{Luas baru} = 1.588 \text{ m}^2 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times p \times R}{fE - 0.1p} + C$$

$$t_{ha} = 1.742 \text{ in} \approx 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

tinggi tutup bagian atas dan bawah

$$0.169 \times D = 9.46 \text{ in}$$

$$h_a = 9.46 \text{ in} = 0.24 \text{ m}$$

$$h_b = 9.46 \text{ in} = 0.24 \text{ m}$$

Perhitungan Tinggi

$$\text{tinggi packed} = \frac{V \text{ katalis}}{\text{Luas Baru}}$$

$$= 0.002 \text{ m}$$

$$\text{rasio optimal tinggi (L)} = 1.5 \times D \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$\text{Tinggi Silinder} = 2.1 \text{ m}$$

$$\text{Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} = 2 \text{ in} = 0.05 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Bejana} = \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{Straight Flange}$$

$$= 2.235 \text{ m}$$

$$\text{tinggi total} = \text{tinggi bejana} + h_a + h_b$$

$$\begin{aligned}
 &= 2.235 + 0.24 + 0.24 \\
 &= 2.72 \text{ m}
 \end{aligned}
 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

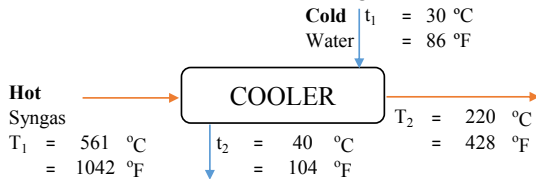
23. Syngas Cooler I (E-311)

Fungsi = menyesuaikan suhu sintesa metanol

Jumlah = 1 unit

Bahan = carbon steel

Jenis = 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*



Shell side		Tube side	
ID	= 23 1/4 in	Jumlah	= 376
Baffle	= 23 1/4 in	Panjang	= 12 ft
Passes	= 1	OD	= 3/4 in
		BWG	= 10
		Pitch	= 1 in
		Passes	= 2 (triangular)
		a"t	= 0.1963 ft ² /lin ft
		a't	= 0.182 in ²

1. Heat Balance

Syngas

$$M = 33,004.75 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{1042 + 428}{2} = 734.9 \text{ °F}$$

$$Q = 23,036,014 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = 1.1371 \text{ Btu/lb.F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ °F}$$

$$Q = 23,036,014 \text{ Btu/hr}$$

$$m = 3,951.62 \text{ lb/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
1041.8	Higher Temp	104	937.8	Δt_2
428	Lower Temp	86	342	Δt_1
613.8	Differences	18	595.8	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_1 - T_2)$		$(t_2 - t_1)$		

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 590.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 34 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.02$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 590.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \ln\left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} = 1.529 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 734.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 50 \quad (\text{Range water-gases 2-50 berdasarkan tabel 8 Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD} = 780 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = 331 \approx 376 \quad (\text{Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern})$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 23 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 44 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, SYNGAS		Cold Fluid: Tube Side, WATER	
4'	Baffle = 1xIDs = 23 1/4	4"	Flow area (a't) = 0.182 in ²
	C' = Pt- OD = 1/4		at = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
	Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$		= 0.238 ft ²
	= 0.938 ft ²		
5'	G _s = $\frac{M}{a_s}$	5"	G _t = $\frac{m}{a_t}$
	= 35,168 lb/hr.ft ²		= 16,631 lb/hr ft ²
6'	Pada Tc = 734.9 °F		V = $\frac{G_t}{3600 \rho}$
	μ = 0.020 Cp x 2.42		= 0.07 ft/s
	= 0.0484 lb/ft.hr		
	D _e = $\frac{3.44P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$	6"	Pada tc = 95 °F
			μ = 0.72 Cp x 2.42

$$\begin{aligned}
 &= 0.71 \text{ inc} \\
 &= 0.06 \text{ ft} \\
 \\
 \text{Re}_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\
 &= 42,955 \\
 \\
 7'. \text{ j}_H &= 115 \text{ (gambar 28)} \\
 \\
 8'. \text{ Pada } T_c &= 735 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0.07 \text{ Btu/ (hr)(ft)(} ^\circ\text{F)} \\
 c &= 1.14 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 (c \mu / k)^{1/3} &= 0.93 \\
 \\
 9'. \text{ h}_o &= j_H \frac{k}{D_e} \sqrt[3]{\frac{\mu}{k}} \Phi_s \\
 &= 124.94 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F} \\
 \text{langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan} \\
 \text{viskositas rendah, sehingga } \Phi_s &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.74 \text{ lb/ ft.hr} \\
 \\
 D &= 1.31 \text{ inch (tabel 10)} \\
 &= 0.109 \text{ ft} \\
 \\
 \text{Re}_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\
 \text{Re}_t &= 1,042 \\
 \\
 9'' \text{ hi} &= 200 \times 0.84 \text{ fig.25} \\
 &= 168 \\
 \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 293.44 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

13. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{36,662.46}{418.38} \\
 &= 87.63 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0113 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

Rd untreated water dan Gas adalah $0.0055 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$

Pressure Drop

1' Untuk Re_s 42,955 (gambar 29)	1'' Untuk Re_t 1,042 (gambar 26)
$f = 0.0018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	$f = 0.00058 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
$s = 0.50$	$s = 1$
$D_s = 23 \text{ inch}$	
$= 1.94 \text{ ft}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$	2'' $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$
$= 6$	$= 0.00 \text{ Psi}$
3'. $\Delta P_s = \frac{f G_t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$	3'' $G_t = 16,630.61$
$= 0.017 \text{ Psi}$	$V^2 / 2g = 0.001 \text{ (gambar 27)}$
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$
	$= 0.003 \text{ Psi}$

$$\begin{aligned}
 4'' \Delta P_T &= \Delta P_T + \Delta P_r \\
 &= 7\text{E-}04 + 0.003 \\
 &= 0.004 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

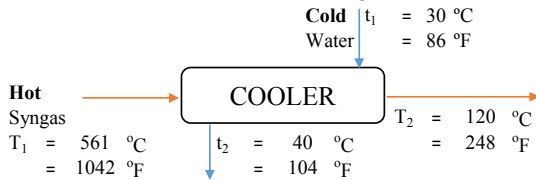
24. Syngas Cooler II (E-312)

Fungsi = menyesuaikan suhu sintesa metanol

Jumlah = 1 unit

Bahan = carbon steel

Jenis = 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*



Shell side			Tube side		
ID	=	35 in	Jumlah	=	348
Baffle	=	35 in	Panjang	=	12 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/4 in
			BWG	=	12
			Pitch	=	1 9/16 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3271 ft ² /lin ft
			a't	=	0.836 in ²

1. Heat Balance

Syngas

$$M = 33,004.75 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{1042 + 248}{2} = 644.9 \text{ °F}$$

$$Q = 29,430,243 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = 1.1233 \text{ Btu/lb.F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ °F}$$

$$m = 1,090,474.01 \text{ lb/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
1041.8	Higher Temp	104	937.8	Δt_2
248	Lower Temp	86	162	Δt_1
793.8	Differences	18	775.8	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 441.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 44 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.02$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 441.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \ln\left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} = 2.708 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 644.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 50 \quad (\text{Range water-gases 2-50 berdasarkan tabel 8 Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD} = 1332 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = 339 \approx 348 \quad (\text{Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern})$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 35 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 49 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, SYNGAS		Cold Fluid: Tube Side , WATER	
4'	Baffle = 1xID _s = 35	4"	Flow area (a't) = 0.836 in ²
	C' = Pt- OD = 5/16		at = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
	Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$		= 1.010 ft ²
	= 1.701 ft ²		
5'	G _s = $\frac{M}{a_s}$	5"	G _t = $\frac{m}{a_t}$
	= 19,399 lb/hr.ft ²		= 1,079,499 lb/hr ft ²
6'	Pada T _c = 644.9 °F		V = $\frac{G_t}{3600 \rho}$
	μ = 0.020 Cp x 2.42		= 4.80 ft/s
	= 0.0484 lb/ ft.hr	6"	Pada t _c = 95 °F

$$D_e = \frac{3.44P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$$

$$= \frac{0.89}{0.07} \text{ inc}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{29,652}{\mu}$$

7'. $j_H = 90$ (gambar 28)

8'. Pada $T_c = 645$ °F

$$k = 0.06 \text{ Btu/ (hr)(ft)(}^\circ\text{F)}$$

$$c = 1.12 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 0.95$$

9'. $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \sqrt[3]{\frac{c \mu}{k}} \Phi_s$

$$= 73.43 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F}$$

langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan

viskositas rendah, sehingga $\Phi_s = 1$

$$\mu = \frac{0.72}{1.74} \text{ Cp x } 2.42$$

$$= 1.74 \text{ lb/ ft.hr}$$

D = 1.03 inch (tabel 10)

$$= 0.086 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$Re_t = 53,178$$

9" $h_i = 1,100 \times 0.91 \text{ fig.25}$

$$= 1,001$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 824.82 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F}$$

13. Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{60,566.17}{898.25}$$

$$= 67.43 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0057 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F /btu}$$

Rd untreated water dan Gas adalah 0.0055 hr ft² °F /btu

Pressure Drop

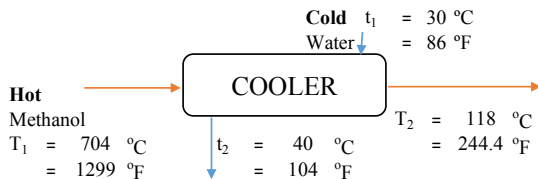
1' Untuk $Re_s = 29,652$ (gambar 29)	1" Untuk $Re_t = 53,178$ (gambar 26)
$f = 0.0018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	$f = 0.0003 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
$s = 0.50$	$s = 1$
$D_s = 35 \text{ inch}$	
$= 2.92 \text{ ft}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$	
$= 4$	
3'. $\Delta P_s = \frac{f G_t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$	
$= 0.004 \text{ Psi}$	
	2" $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$
	$= 1.87 \text{ Psi}$
	3" $G_t = 1,079,499.10$
	$V^2 / 2g = 0.13 \text{ (gambar 27)}$
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$
	$= 0.451 \text{ Psi}$

$$\begin{aligned}
 4'' \Delta P_T &= \Delta P_T + \Delta P_r \\
 &= 1.873 + 0.451 \\
 &= 2.324 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

25. Crude Methanol Cooler (E-313)

Fungsi = menyesuaikan suhu proses separasi
 Jumlah = 1 unit
 Bahan = carbon steel
 Jenis = 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

Shell side			Tube side		
ID	=	29 in	Jumlah	=	154
Baffle	=	29 in	Panjang	=	20 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/2 in
			BWG	=	18
			Pitch	=	1 7/8 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3925 ft ² /lin ft
			a't	=	1.54 in ²



1. Heat Balance

Methanol

$$M = 66,009.49 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{1299 + 244.4}{2} = 771.8 \text{ °F}$$

$$Q = 30,003,604 \text{ Btu/hr}$$

$$C_p = 0.4309 \text{ Btu/lb.F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ °F}$$

$$m = 1,667,577.26 \text{ lb/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
1299.2	Higher Temp	104	1195.2	Δt_2
244.4	Lower Temp	86	158.4	Δt_1

1054.8 (T ₁ -T ₂)	Differences	18 (t ₂ -t ₁)	1036.8 (Δt ₂ - Δt ₁)
---	-------------	---	--

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 513 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 59 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.01$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 513 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \ln\left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} = 3.102 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 771.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 50 \text{ (Range light organics 75-150, tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD} = 1170 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = 149 \approx 154 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 29 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 48 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, METHANOL		Cold Fluid: Tube Side , WATER	
4'	Baffle = 1xID _s = 29	4"	Flow area (a' _t) = 1.540 in ²
	C' = P _t - OD = 3/8		at = $\frac{Nt \times a' \times t}{144 \times n}$
	Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T \times n}$		= 0.823 ft ²
	= 1.168 ft ²		
5'	G _s = $\frac{M}{a_s}$	5"	G _t = $\frac{m}{a_t}$
	= 56,512 lb/ hr.ft ²		= 2,025,056 lb/ hr ft ²
			V = $\frac{G_t}{3600 \rho}$
6'	Pada T _c = 771.8 °F		= 9.00 ft/s
	μ = 0.020 Cp x 2.42		
	= 0.0484 lb/ ft.hr		

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{3.44 P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD} \\
 &= 1.07 \text{ inc} \\
 &= 0.09 \text{ ft} \\
 Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\
 &= 103,658 \\
 7'. j_H &= 200 \text{ (gambar 28)} \\
 8'. \text{ Pada } T_c &= 772 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0.04 \text{ Btu/ (hr)(ft)(} ^\circ\text{F)} \\
 c &= 0.43 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 (c \mu / k)^{1/3} &= 0.80 \\
 9'. h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \sqrt{\frac{c \mu}{k}} \Phi_s \\
 &= 73.10 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F} \\
 \text{langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan} \\
 \text{viskositas rendah, sehingga } \Phi_s &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 6'' \text{ Pada } t_c &= 95 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.72 \text{ Cp} \times 2.42 \\
 &= 1.74 \text{ lb/ ft.hr} \\
 D &= 1.4 \text{ inch (tabel 10)} \\
 &= 0.117 \text{ ft} \\
 Re_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\
 Re_t &= 135,593 \\
 9'' h_i &= 1,700 \times 0.84 \text{ fig.25} \\
 &= 1,428 \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1,332.80 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

13. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{97,425.75}{1,405.90} \\
 &= 69.30 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0062 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$R_d \text{ untreated water dan alcohol vapo} = 0.005 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

Pressure Drop

1' Untuk Re_s 103,658 (gambar 29)	1'' Untuk Re_t 135,593 (gambar 26)
$f = 0.0018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	$f = 0.00017 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
$s = 0.70$	$s = 1$
$D_s = 29 \text{ inch}$	
$= 2.42 \text{ ft}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$	2'' $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_s \Phi_t}$
$= 8$	$= 4.58 \text{ Psi}$
3'. $\Delta P_s = \frac{f G_t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$	3'' $G_t = 2,025,055.87$
$= 0.035 \text{ Psi}$	$V^2 / 2g = 0.75 \text{ (gambar 27)}$
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$

$$= 2.604 \text{ Psi}$$

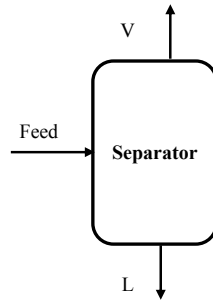
$$\begin{aligned} 4'' \Delta P_T &= \Delta P_T + \Delta P_r \\ &= 4.579 + 2.604 \\ &= 7.183 \text{ Psi} \end{aligned}$$

26 Methanol Separator (H-315)

Fungsi = memisahkan gas untuk recycle
 Tipe = vertical flash separator
 Jumlah = 1 buah
 Bahan = SA-334 (API 12J)

Feed Design:

w = 29,949.86 kg/h
 w = 66,028.06 lb/hr
 W_v = 13,950.66 kg/h
 W_v = 30,755.90 lb/hr
 W_L = 15,999.20 kg/h
 W_L = 35,272.16 lb/hr
 T = 118 °C = 244.4
 P = 15 bar = 217.6



Top Product:

t = 55 °C = 131 °F
 P = 10 bar = 145 psia
 W_v = 13,950.66 kg/h
 W_v = 30,755.90 lb/hr
 r_v = 9.76 kg/m³
 r_v = 0.61 lb/ft³
 V_v = 1,429.37 m³/hr
 V_v = 50,477.67 ft³/hr

Bottom Product:

t = 55 °C = 131 °F
 P = 10 bar = 145 psia
 W_L = 15,999.20 kg/h
 W_L = 32,737.56 lb/hr
 r_L = 191.50 kg/m³
 r_L = 11.95 lb/ft³
 V_L = 83.55 m³/hr
 V_L = 2,738.41 ft³/hr

Persamaan Souders-Brown untuk menentukan superficial velocity:

$$\begin{aligned} v_v &= 0.064 \frac{(\rho_l - \rho_g)^{1/2}}{(\rho_g)^{1/2}} \\ &= 0.276 \text{ m/s} \end{aligned}$$

(Ulrich, 1984)

$$\begin{aligned}\text{Minimal. Gas flow area} &= V_v / v_v \\ &= \frac{1.44}{4} \times \frac{22}{7} \times d^2 \quad \text{m}^2 = 15.48 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{Minimal. Gas flow area} = \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times d^2$$

$$\text{Minimal ID separator} = 53.27 \text{ inc} = 4.4 \text{ ft} = 1.353 \text{ m}$$

$$\text{ratio optimum L/D} = 3$$

$$\text{Panjang Silinder} = 3 \times \text{ID} = 13.32 \text{ ft}$$

$$\text{Volume tangki berbasis gas} = 5.835 \text{ m}^3$$

Dengan retention time maximum 4 menit maka :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki berbasis liquid} &= V_L \times 4 \text{ menit} \\ &= 5.57 \text{ m}^3 = 59.95 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H_{\text{Liquid}} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\text{Alas}} \quad (\text{sehingga digunakan volume berbasis gas}) \\ &= \frac{5.57 \text{ m}^3}{1.48 \text{ m}^2} \\ &= 3.768 \text{ m} = 12.36 \text{ ft}\end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$P_{\text{operasi}} = 217.6 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hydros}} = \frac{\rho \times g \times H_{\text{liquid}}}{gc}$$

$$= 12.32 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hydros}} + P_{\text{operasi}} - 14.7 = 215.2 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 236.7 \text{ psig}$$

$$f = 11,700 \text{ psia}$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint})$$

$$C = 0.125 \text{ in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi})$$

(Kusnarjo, 2010)

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C \\ &= \frac{236.69}{11700 \times 0.8 - 0.6 \times 11700} \times \frac{26.63}{11700} + 0.125\end{aligned}$$

$$t_s = 2.82 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 3 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$= 58.9 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

(Brownel, 1959)

$$\text{ID baru} = 54 \text{ in}$$

$$\text{Luas Area Gas setelah standarisasi} = \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times d_2^2$$

$$= 1.48 \text{ m}^2$$

Perhitungan Tebal Tutup berjenis Standard Dished Head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C \\ &= 0.7308 \text{ in} \\ &= 3/4 \text{ in (standarisasi)} \end{aligned}$$

Tinggi Tutup atas dan bawah

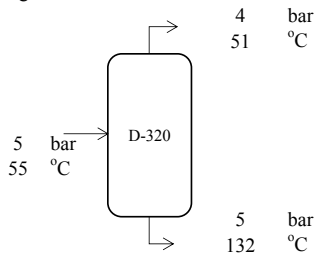
$$\begin{aligned} h &= 0.169 \times ID \\ &= 9.13 \text{ in} \approx 10.00 \end{aligned} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} + 2 \times \text{sf} \\ &= 10.00 + 162 + 10.00 + 4.00 \\ &= 186.00 \text{ in} \\ &= 15.50 \text{ ft} \\ &= 4.72 \text{ m} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

27. CO2 Methanol Distillation Column (D-320)

Fungsi = Pemisahan metanol dan gas ringan
Tipe = Vertical drum
Jumlah = 1 buah
Bahan Tangki = SS 304 (Geary, 2011)



Feed = 15,999.21 kg/jam
Produk atas (D) = 1,258.00 kg/jam
Produk bawah (B) = 14,798.52 kg/jam
Densitas Feed = 25.99 kg/m³ (data dengan Aspen Hysys)
Densitas bawah = 7.62 kg/m³
Densitas atas = 5.83 kg/m³
 μ_{feed} = 0.0005 kg/ms
Relative Volatility = 89.09

Perhitungan Superficial gas velocity

$$u_v = (-0.171t^2 + 0.27t - 0.047) \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

t merupakan nilai tray spacing (dengan nilai umum 0.5 m) (Sinnott, 2019)

$$u_v = 0.025 \text{ m/s}$$

Perhitungan Diameter Kolom

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi \rho_{\text{feed}} u_v}}$$

$$D_c = 2.946 \text{ m} = 115.98 \text{ inch}$$

* V_w merupakan feed dalam (kg/jam)

Perhitungan efisiensi total kolom dengan persamaan Kessler & Wankat

$$E_o = -0.3143 - 0.285 \log(\alpha_{LH} \mu_{\text{feed}}) \quad (\text{Sinnott, 2019})$$

$$E_o = 0.083$$

$$\text{Jumlah stage teoritis} = 3.52 \text{ plate}$$

$$\text{Jumlah Stage Ideal} = 43 \text{ plate}$$

$$\text{nilai umum tray space} = 0.5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi seluruh plate} = 21.5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tambahan atas dan bawah} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total Silinder} = 24.5 \text{ m} \quad (\text{Smith, 2005})$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 72.52 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{op}}$$

$$= 79.77 \text{ psia}$$

$$= 65.07 \text{ psig}$$

$$f = 18,750 \text{ psia}$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk } \textit{Double-welded butt joint})$$

$$C = 0.125 \text{ in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi})$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$= \frac{65.07}{18,750 \times 0.8 - 0.6 \times 65} \times \frac{57.99}{65} + 0.125$$

$$t_s = 0.38 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 4/9 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$= 116.7 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{ID baru} = 119.1 \text{ in}$$

(Brownel, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup

$$t_{\text{ha}} = \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C$$

$$= 0.35 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{8} \text{ in (standarisasi)}$$

Tinggi Tutup atas dan bawah

$$h = 0.169 \times \text{ID}$$

$$= 20.28 \text{ in} \approx 21.00 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in

Tinggi total = tinggi tutup atas + tinggi silinder + tinggi tutup bawah+ 2 x sf

$$= 21.00 + 965 + 21.00 + 4.00$$

$$= 1,011 \text{ in}$$

$$= 84.21 \text{ ft}$$

$$= 25.67 \text{ m} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

28. CO2-Methanol Condenser (E-321)

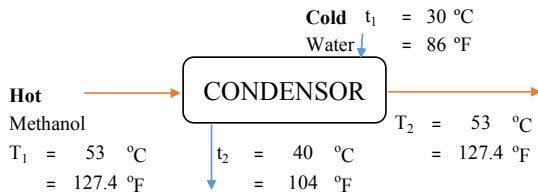
Fungsi = kondensasi vapor hasil destilasi

Jumlah = 1 unit

Bahan = carbon steel

Jenis = horizontal condensor

Shell side			Tube side		
ID	=	8 in	Jumlah	=	82
Baffle	=	8 in	Panjang	=	12 ft
Passes	=	1	OD	=	3/4 in
			BWG	=	10
			Pitch	=	1 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.1963 ft ² /lin ft
			a't	=	0.182 in ²



1. Heat Balance

Methanol

$$M = 12,756.53 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{127.4 + 127.4}{2} = 127.4 \text{ °F}$$

$$Q = 267,622 \text{ Btu/hr}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$m = 14,874.25 \text{ lb/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
127.4	Higher Temp	104	23.4	Δt_2
127.4	Lower Temp	86	41.4	Δt_1
0	Differences	18	-18	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 31.55 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. **Kaloric temperatur (T_c & t_c)**

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 127.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 50 \text{ (Range water gas 2-50, tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}}$$

$$= 170 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 72.02 \approx 82 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 8 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 44 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, METHANOL		Cold Fluid: Tube Side, WATER	
4'	Baffle = $1 \times ID_s = 8.00$	4"	Flow area ($a't$) = 0.182 in^2
	$C' = P_t - OD = 1/4$		$at = \frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
	Flow Area (a_s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$		$= 0.052 \text{ ft}^2$
	$= 0.111 \text{ ft}^2$		
5'	$G_s = \frac{M}{a_s}$	5"	$G_t = \frac{m}{a_t}$
	$= 114,809 \text{ lb/hr.ft}^2$		$= 287,040 \text{ lb/hr ft}^2$
	$D_e = \frac{3.44 P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD}$		$V = \frac{G_t}{3600 \rho}$
			$= 1.28 \text{ ft/s}$

$$\begin{aligned}
 &= 0.71 \text{ inc} \\
 &= 0.06 \text{ ft} \\
 &\text{Horizontal Tubes (gambar 12.9)} \\
 G'' &= \frac{M}{L N_t^{2/3}} \\
 &= 56.32 \text{ lb/ hr.ft}^2 \\
 7'. \text{ trial } h &= h_o = 275 \\
 t_f &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\
 t_f &= 103 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 8'. \text{ Pada } T_f &= 103 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0.15 \text{ Btu/ (hr)(ft)(} ^\circ\text{F)} \\
 s &= 0.82 \\
 \mu &= 0.560 \text{ Cp x 2.42} \\
 &= 1.3552 \text{ lb/ ft.hr} \\
 9'. \text{ dengan gambar 12.9} \\
 h_o &= 275.00 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

10. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{24,090.73}{362.60} \\
 &= 66.44 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

11. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0077 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$R_d \text{ untreated water dan organic liqui} = 0.0063 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$\begin{aligned}
 6'' \text{ Pada } t_c &= 95 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.72 \text{ Cp x 2.42} \\
 &= 1.74 \text{ lb/ ft.hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 0.182 \text{ inch (tabel 10)} \\
 &= 0.015 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$Re_t = 2,499$$

$$\begin{aligned}
 9'' h_i &= 380 \times 0.95 \text{ fig.25} \\
 &= 361
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 87.60 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Pressure Drop

$$\begin{aligned}
 1' \quad Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\
 &= 5,008
 \end{aligned}$$

f dengan gambar 29 :

$$\begin{aligned}
 f &= 0.0018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \\
 s &= 0.80 \\
 D_s &= 8 \text{ inch} \\
 &= 0.67 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2' \text{ Jumlah crosses, } N + 1 &= 12 \text{ L / B} \\
 &= 18
 \end{aligned}$$

$$1'' \text{ Untuk } Re_t \quad 2,499 \quad (\text{gambar 26})$$

$$f = 0.0001 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned}
 2'' \quad \Delta P_t &= \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t} \\
 &= 0.25 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$3'' \quad G_t = 287,039.84$$

$$V^2 / 2g = 0.75 \quad (\text{gambar 27})$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$$

$$3'. \quad \Delta P_s = \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s} = 0.115 \text{ Psi}$$

$$4'' \Delta P_T = \Delta P_T + \Delta P_r = 0.25 + 2.604 = 2.854 \text{ Psi}$$

29. CO₂-Methanol Reboiler (E-322)

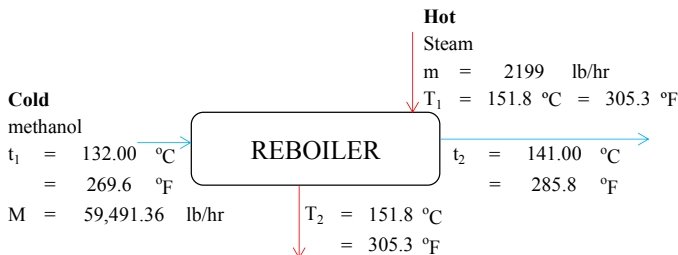
Fungsi = Supply panas untuk destilasi

Tipe = thermosyphon

Jumlah = 1

Fluida dalam Reboiler (E-322)

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Panas	Mass Flow Steam	998	kg/hr	2,199.48	lb/hr
	T1	151.84	°C	305.31	°F
	T2	151.84	°C	305.31	°F
Dingin	Mass reboiler	26,985	kg/hr	59,491.36	lb/hr
	t1	132.00	°C	269.60	°F
	t2	141.00	°C	285.80	°F
Batasan	Rd	0.003	hr ft ² °F/btu		
	ΔP gas	1	psi		
	ΔP liquid	10	psi		



Shell side	Tube side
ID = 17.25 in	Jumlah = 196
Baffle = 17.25 in	Panjang = 16 ft
Passes = 1	OD = 3/4 in
	BWG = 16
	Pitch = 1 in ²
	Passes = 2 (triangular)
	a"t = 0.196
	a"t = 0.302 tabel 10

1. Cold

$$T_{av} = 269.6 + 285.8 = 277.7 \text{ °F}$$

$$u_{av} = \frac{2}{3} \times \frac{200}{1.5} = 53.33 \text{ ft/hr}$$

$$C_p = 2.0 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = 1,893,612 \text{ Btu/hr}$$

Hot

$$\lambda = 0.0012 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = 1,893,612 \text{ lb/hr}$$

$$m = 2,199 \text{ Btu/hr}$$

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences
305.312	Higher Temp	269.6	35.71 Δt_2
305.312	Lower Temp	285.8	19.5 Δt_1
0	Differences	16.2	16.2 $(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2) \quad (t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$LMTD = 26.80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 305.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 269.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Kaloric Temperatur

Kaloric temperatur adalah T_c dan t_c karena perubahan viskositasnya kecil

Trial Ud = 200 (berdasarkan tabel 8 water-steam 200-700)

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$

$$= 353.27 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 112 \approx 196$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 17 \frac{1}{4} \text{ in}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \times L$$

$$= 616 \text{ ft}^2$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_{ts}} \times U_D = 115 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

COLD FLUID: Shell Side, CRUDE METHANOL	HOT FLUID: Tube Side, STEAM
Trial nilai ho	4". a't = 0.302 in ² (Tabel 10)
ho = 300 Btu/hr.ft ² .°F	at = $\frac{N_t \times a't}{144 \times n} = \frac{59.192}{144 \times 2}$
$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$	= 0.21 ft ²
= 299.4 °F	

$(\Delta t)_w = 29.76 \text{ } ^\circ\text{F}$
 dengan gambar 15.11 kern :
 maka digunakan nilai
 $h_o = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$
 (untuk organic maximum 300)

$$\begin{aligned}
 5''. \quad G_t &= \frac{m}{a_t} = \frac{2199}{0.206} \\
 &= 10,702 \text{ lb/ hr.ft}^2 \\
 6''. \text{ Pada } T_c &= 305.3 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.010 \text{ Cp x 2} \\
 &= 0.024 \text{ lb/ ft.hr} \\
 D &= 0.62 \text{ inch (Tabel 10)} \\
 &= 0.05 \text{ ft} \\
 Re_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\
 &= 22,848 \\
 9''. \quad h_{io} &= 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

10. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{450,000}{1,800} \\
 &= 250 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

11. Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0.0047 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu} \\
 R_d \text{ water dan Steam} &= 0.003 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ btu}
 \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

Negligible	1''. $Re_t = 22,848$ (gambar 26)
	$f = 0.00025 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
	$s = 1$
	2''. $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$
	$= 0.0003 \text{ Psi}$
	3''. $G_t = 10,702 \text{ lb/ hr ft}^2$
	$V^2 / 2g = 0.001$ (gambar 27)
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$
	$= 0.005 \text{ Psi}$
	$\Delta P_T = \Delta P_T + \Delta P_r$
	$= 0.0056 \text{ Psi}$

30. Reflux Accumulator (F-323)

Fungsi	=	penyimpanan sementara hasil kondensasi	
Bentuk	=	Horizontal drum, tutup standard dished head	
Bahan	=	SS 304	(Norsok Standard)
Tekanan operasi	=	4.0 bar	= 72.72 psia
Suhu	=	58 °C	= 136 °F
Densitas Feed	=	58.31 kg/m ³	= 3.64 lb/ft ³
Feed	=	1,342.82 kg/jam	

$$\text{Flow Rate} = \frac{\text{Feed}}{\text{Densitas}}$$

$$= 23.0 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dengan menggunakan nilai residence time tabel 4-18 b:

$$\begin{aligned}\text{Volume fluida} &= V \times 450 \text{ sekon} \\ &= 2.879 \text{ m}^3 = 30.99 \text{ ft}^3 \quad (\text{Ulrich, 1984})\end{aligned}$$

Dengan memberi volume 20% ruang kosong

$$\begin{aligned}80\% \times \text{Volume total} &= 2.88 \text{ m}^3 \\ \text{Volume total} &= 3.598279 \text{ m}^3 \\ &= 127.08 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{rasio optimal panjang (L)} = 1.5 \times D \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total} &= (\pi/4)D^2L + 2 \times 0.0847D^3 \\ 127.08 &= 1.348 D^3 \\ D^3 &= 94.28 \\ D &= 4.551 \text{ ft} = 54.62 \text{ in} = 1.387 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H_{\text{Liquid}} &= 80\% \times D \\ &= 3.641 \text{ ft}\end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$\begin{aligned}P_{\text{operasi}} &= 72.72 \text{ psia} \\ P_{\text{hydros}} &= \frac{\rho \times g \times H_{\text{liquid}}}{\text{gc}} \\ &= 1.104 \text{ psia} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hydros}} + P_{\text{operasi}} - 14.7 \\ &= 59.12 \text{ psig} \\ P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 65.03 \text{ psig} \\ f &= 18,750.00 \text{ psia} \\ E &= 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint})\end{aligned}$$

$$C = 0.125 \text{ in (nilai umum faktor korosi)}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$= \frac{65.03}{18750} \times \frac{27.31}{0.8 - 0.6 \times 18,750.00} + 0.125$$

$$t_s = 0.60 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 5/8 \text{ in (Kusnarjo, 2010)}$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 55.81 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$ID \text{ baru} = 58.75 \text{ in (Brownel, 1959)}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C$$

$$= 0.2378 \text{ in}$$

$$= 1/4 \text{ in (standarisasi)}$$

Panjang Tutup atas dan bawah

$$h = 0.169 \times ID$$

$$= 9.93 \text{ in} \approx 10.00 \text{ (Kusnarjo, 2010)}$$

$$\text{Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Panjang total} = \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} + 2 \times sf$$

$$= 10.00 + 88.13 + 10.00 + 4.00$$

$$= 112.13 \text{ in}$$

$$= 9.34 \text{ ft}$$

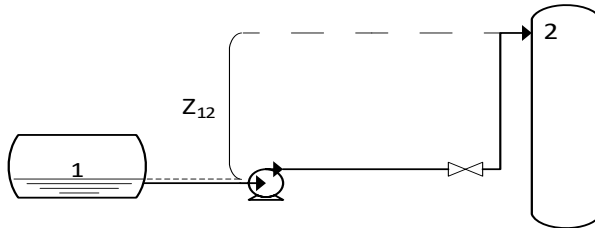
$$= 2.85 \text{ m}$$

(Brownell, 1959)

31. Reflux Pump (L-324)

Fungsi	= Mengalirkan kembali fluida ke kolom destilasi
Tipe	= rotary
Konfigurasi	= horizontal
Jumlah	= 1
Bahan	= SS 304 (WSA, 2011)
Laju feed	= 4,527.29 kg/jam = 9,980.97 lbm/jam
Densitas	= 583.1 kg/m ³ = 36.40 lbm/ft ³
Viskositas	= 0.146 cP = 0.000146 Pa.s
Volumetric flowrate	= 7.76 m ³ /jam = 0.08 ft ³ /s

Rencana Perpipaan



Panjang pipa lurus = 10 m

$\Delta z_{1-2} = 25$ m

$P_1 = 4$ atm

$P_2 = 5$ atm

Trial Aliran

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 0.363 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 0.363 \times 0.0631 \times 2.2885 \\ &= 0.052 \text{ m} = 2.065 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus, 1995}) \end{aligned}$$

Q_f = volumetrik flowra (ft^3/s)

ρ = Densitas campuran (lbm/ft^3)

Standarisasi pipa:

Nominal size = 2 in

Schedule number = 40

OD = 2.375 in = 0.060 m

ID = 2.067 in = 0.053 m

$A = 0.0233 \text{ ft}^2 = 0.002 \text{ m}^2$ (Mccabe, 1993)

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{7.7642}{0.0022} = 3586.82 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0.9963 \text{ m/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0.0525 \times 583.1 \times 0.9963}{0.000146}$$

$\text{Nre} = 208915.90 \approx$ Aliran turbulen

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

1. Perhitungan Contraction Loss

Asumsi $A_1 \gg A_2$

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0.55 \times (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Contraction Loss} &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha} \\
 &= \frac{0.55 \times 0.9927}{2 \times 1} \\
 &= 0.5460 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

2. Perhitungan friction loss pipa lurus

$$\begin{aligned}
 \text{Material Pipa} &= \text{Commercial steel} \\
 \text{Roughness} &= 0.000046 \text{ m (Grafik 2.10-3 Geankoplis)} \\
 \text{Relative roughness} &= \frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{0.000046}{0.052502} = 0.0009 \\
 \text{Fanning factor} &= 1.8 \\
 &= \frac{4 \times 10 \times 1.800 \times 0.9927}{2 \times 0.052502} \\
 &= 680.6793 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan friction loss fitting dan valves

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe fitting} &= 1 \times \text{Elbow } 90^\circ \\
 \text{Tipe valve} &= \text{Gate valve (wide open)} \\
 K_f \text{ elbow} &= 0.75 \\
 K_f \text{ valve} &= 0.17 \\
 \text{Jumlah valve} &= 1 \text{ unit} \\
 \text{Jumlah fittings} &= 1 \text{ unit} \\
 K_f \text{ total} &= K_f \text{ elbow} \times \text{Jumlah fittings} + K_f \times \text{Jumlah valve} \\
 &= 0.75 \times 1 + 0.17 \times 1 \\
 &= 0.92 \\
 \text{Friction loss} &= \frac{K_f \text{ total} \times v^2}{2} \\
 &= \frac{0.92 \times 0.9927}{2} \\
 &= 0.4566 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan expansion loss titik 3 dan 4

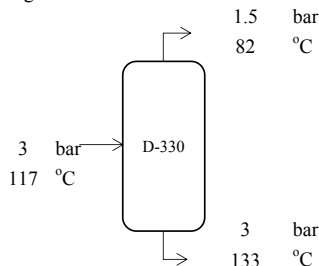
$$\begin{aligned}
 A_2/A_1 &= 0 \text{ Asumsi } A_2 \gg A_1 \\
 K_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \\
 &= 1 \\
 \alpha &= 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen}) \\
 \text{Expansion loss} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 0.9927}{2 \times 1} \\
 &= 0.9927 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friction loss} &= 0.9927 + 0.4566 + 680.6793 + 0.5460 \\
 &= 682.6746 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 0 &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} + W_s \\
 -W_s &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} \\
 &= \frac{0,9927}{2 \times 1} + 9,8 \times 25 + \frac{-1}{583,1} + 682,67 \\
 &= 928,67 \text{ J/kg} \\
 \text{Effisiensi pompa} &= 62\% \text{ (nilai umum efisiensi berdasarkan jumlah flow rate)} \\
 \text{Power} &= \frac{928,67 \times \text{Feed (kg/s)}}{\text{Effisiensi pompa}} = \frac{928,67 \times 1,26}{62\%} \\
 &= 1,884 \text{ kW} = 2,524 \text{ hp} \\
 &\approx 2,000 \text{ kW} = 2,680 \text{ hp} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

32. Methanol-Water Distillation Column (D-330)

Fungsi = Pemisahan metanol dan gas ringan
 Tipe = Vertical drum
 Jumlah = 1 buah
 Bahan Tangki = SS 304 (Geary, 2011)



Feed = 14798.52 kg/jam
 Produk atas (D) = 9236.11 kg/jam
 Produk bawah (B) = 5500.74 kg/jam
 Densitas Feed = 6.805 kg/m³ (data dengan Aspen Hysys)
 Densitas bawah = 2.997 kg/m³
 Densitas atas = 1.666 kg/m³
 μ_{feed} = 0.000221 kg/ms
 Relative Volatility = 3.41

Perhitungan Superficial gas velocity

$$u_v = (-0,171t^2 + 0,27t - 0,047) \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

t merupakan nilai tray spacing (dengan nilai umum 0.5 m) (Sinnott, 2019)

$$u_v = 0.04 \text{ m/s}$$

Perhitungan Diameter Kolom

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi \rho_{\text{feed}} u_v}}$$

$$D_c = 4.36 \text{ m} = 171.65 \text{ inch}$$

*V_w merupakan feed dalam (kg/jam)

Perhitungan efisiensi total kolom dengan persamaan Kessler & Wankat

$$E_o = -0.3143 - 0.285 \log(\alpha_{LH} \mu_{\text{feed}}) \quad (\text{Sinnott, 2019})$$

$$E_o = 0.576$$

$$\text{Jumlah stage teoritis} = 19.7 \text{ plate}$$

$$\text{Jumlah Stage Ideal} = 35 \text{ plate}$$

$$\text{nilai umum tray space} = 0.5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi seluruh plate} = 17.5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tambahan atas dan bawah} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total Silinder} = 20.5 \text{ m} \quad (\text{Smith, 2005})$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 43.51 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{op}}$$

$$= 47.86 \text{ psia}$$

$$= 33.16 \text{ psig}$$

$$f = 18750 \text{ psia}$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint})$$

$$C = 0.125 \text{ in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi})$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$= \frac{33.16}{18750 \times 0.8 - 0.6 \times 33} \times \frac{85.82}{33} + 0.125$$

$$t_s = 0.31 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 5/8 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$= 172.3 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{ID baru} = 178.8 \text{ in}$$

(Brownel, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C$$

$$= 0.30 \text{ in}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in (standarisasi)}$$

Tinggi Tutup atas dan bawah

$$h = 0.169 \times \text{ID}$$

$$= 30.42 \text{ in} \approx 31.00 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in

Tinggi total = tinggi tutup atas + tinggi silinder + tinggi tutup bawah+ 2 x sf

$$= 31.00 + 807.1 + 31.00 + 4.00$$

$$= 873.09 \text{ in}$$

$$= 72.76 \text{ ft}$$

$$= 22.18 \text{ m} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

33.Methanol-water Condenser (E-331)

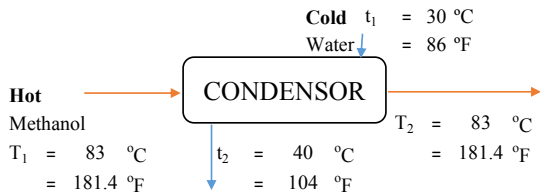
Fungsi = kondensasi vapor hasil destilasi

Jumlah = 1 unit

Bahan = carbon steel

Jenis = horizontal condensor

Shell side			Tube side		
ID	=	39 in	Jumlah	=	436
Baffle	=	39 in	Panjang	=	20 ft
Passes	=	1	OD	=	1 1/4 in
			BWG	=	8
			Pitch	=	1 9/16 in
			Passes	=	2 (triangular)
			a"t	=	0.3271 ft ² /lin ft
			a't	=	0.665 in ²



1. Heat Balance

Methanol

$$M = 53,209.03 \text{ lb/hr}$$

$$T_{av} = \frac{181.4 + 181.4}{2} = 181.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 23,378,672 \text{ Btu/hr}$$

Water

$$t_{av} = \frac{86 + 104}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$m = 1,299,368.20 \text{ lb/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
181.4	Higher Temp	104	77.4	Δt_2
181.4	Lower Temp	86	95.4	Δt_1
0	Differences	18	-18	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2)$$

$$(t_2 - t_1)$$

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 86.09 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Kaloric temperatur (T_c & t_c)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 181.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 100 \text{ (Range light organic-water, tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}}$$

$$= 2716 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 415 \approx 436 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 39 \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt_s} \times U_D = 95 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, METHANOL		Cold Fluid: Tube Side, WATER	
4'	Baffle = $1 \times ID_s = 39.00$	4"	Flow area ($a't$) = 0.665 in^2
	$C' = P_t - OD = \frac{5}{16}$		$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 \times n}$
	Flow Area (a_s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$		$= 1.007 \text{ ft}^2$
	$= 2.113 \text{ ft}^2$		
5'	$G_s = \frac{M}{a_s}$	5"	$G_t = \frac{m}{a_t}$
	$= \frac{25,188 \text{ lb/hr.ft}^2}{3.44 P_f^2 - \pi OD^2}$		$= 1,290,674 \text{ lb/hr ft}^2$
	$D_e = \frac{\pi OD}{\pi OD}$		$V = \frac{G_t}{3600 \rho}$
			$= 5.74 \text{ ft/s}$

$$\begin{aligned}
 &= 0.89 \text{ inc} \\
 &= 0.07 \text{ ft} \\
 &\text{Horizontal Tubes (gambar 12.9)} \\
 G'' &= \frac{M}{L N_t^{2/3}} \\
 &= 46.27 \text{ lb/ hr.ft}^2 \\
 7'. \text{ trial } h &= h_o = 450 \\
 t_f &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\
 t_f &= 153 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 8'. \text{ Pada } T_f &= 153 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0.14 \text{ Btu/ (hr)(ft)(} ^\circ\text{F)} \\
 s &= 0.82 \\
 \mu &= 0.400 \text{ Cp x 2.42} \\
 &= 0.968 \text{ lb/ ft.hr} \\
 9'. \text{ dengan gambar 12.9} \\
 h_o &= 485.00 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

10. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{440,845.60}{1,393.96} \\
 &= 316.25 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

11. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0073 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$R_d \text{ untreated water dan organic liqui} = 0.006 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$\begin{aligned}
 6'' \text{ Pada } t_c &= 95 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.72 \text{ Cp x 2.42} \\
 &= 1.74 \text{ lb/ ft.hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 0.92 \text{ inch (tabel 10)} \\
 &= 0.077 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

$$Re_t = 56,790$$

$$\begin{aligned}
 9'' h_i &= 1,300 \times 0.95 \text{ fig.25} \\
 &= 1,235
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 908.96 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Pressure Drop

$$\begin{aligned}
 1' \quad Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\
 &= 1,925
 \end{aligned}$$

f dengan gambar 29 :

$$\begin{aligned}
 f &= 0.0025 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \\
 s &= 0.80 \\
 D_s &= 39 \text{ inch} \\
 &= 3.25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2' \text{ Jumlah crosses, } N + 1 &= 12 \text{ L / B} \\
 &= 6
 \end{aligned}$$

$$1'' \text{ Untuk } Re_t \quad 56,790 \quad (\text{gambar 26})$$

$$f = 0.00018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned}
 2'' \quad \Delta P_t &= \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t} \\
 &= 3.00 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$3'' \quad G_t = 1,290,674.08$$

$$V^2 / 2g = 0.18 \quad (\text{gambar 27})$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$$

$$\begin{aligned}
 3'. \quad \Delta P_s &= \frac{f G t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s} & &= 0.625 \text{ Psi} \\
 &= 0.01 \text{ Psi} & &4'' \Delta P_T = \Delta P_T + \Delta P_r \\
 & & &= 2.997 + 0.625 \\
 & & &= 3.622 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

34. Methanol-Water Reboiler (E-332)

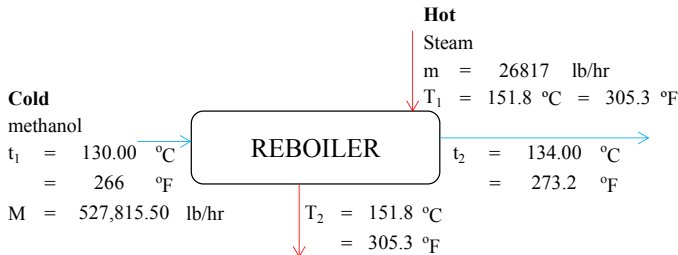
Fungsi = Supply panas untuk destilasi

Tipe = thermosyphon

Jumlah = 1

Fluida dalam Reboiler (E-322)

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Panas	Mass Flow Steam	12,164	kg/hr	26,816.87	lb/hr
	T1	151.84	°C	305.31	°F
	T2	151.84	°C	305.31	°F
Dingin	Mass reboiler	239,417	kg/hr	527,815.50	lb/hr
	t1	130.00	°C	266.00	°F
	t2	134.00	°C	273.20	°F
Batasan	Rd	0.001	hr ft ² °F/btu		
	ΔP gas	1	psi		
	ΔP liquid	10	psi		



Shell side	Tube side
ID = 37 in	Jumlah = 1044
Baffle = 37 in	Panjang = 16 ft
Passes = 1	OD = 3/4 in
	BWG = 16
	Pitch = 1 in ²
	Passes = 2 (triangular)
	a"t = 0.1963 tabel 10
	a't = 0.302

1. Cold

$$T_{avr} = 266 + 273.2 = 269.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_{av} = \frac{2}{207.0} \text{ ft}$$

$$C_p = 6.1 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = 23,100,515 \text{ Btu/hr}$$

Hot

$$\lambda = 0.0012 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = 23,100,515 \text{ lb/hr}$$

$$m = 26,817 \text{ Btu/hr}$$

2. Δt	Hot Fluid		Cold Fluid	Differences
	305.312	Higher Temp	266	39.31 Δt_2
	305.312	Lower Temp	273.2	32.1 Δt_1
	0	Differences	7.2	7.2 $(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$(T_1 - T_2) \quad (t_2 - t_1)$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$LMTD = 35.59 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 305.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Kaloric Temperatur

Kaloric temperatur adalah T_c dan t_c karena perubahan viskositasnya kecil

Trial Ud = 220 (berdasarkan tabel 8 methanol-steam 200-700)

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$

$$= 2950.27 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 939 \approx 1044$$

$$n = 2 - P$$

$$ID_s = 37 \text{ in}$$

Koreksi UD

$$A = N_t \times L$$

$$= 3,279 \text{ ft}^2$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_{t_s}} \times U_D = 198 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

COLD FLUID: Shell Side, CRUDE METHANOL	HOT FLUID: Tube Side, STEAM
Trial nilai ho	4". a't = 0.302 in ² (Tabel 10)
ho = 300 Btu/hr.ft ² .°F	at = $\frac{N_t \times a't}{144 \times n} = \frac{315.288}{144 \times 2}$
t _w = t _c + $\frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$	= 1.09 ft ²
= 298.8 °F	

$(\Delta t)_w = 32.76 \text{ } ^\circ\text{F}$
 dengan gambar 15.11 kern :
 maka digunakan nilai
 $h_o = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$
 (untuk organic maximum 300)

$$\begin{aligned}
 5''. \quad G_t &= \frac{m}{a_t} = \frac{26817}{1.095} \\
 &= 24,496 \text{ lb/ hr.ft}^2 \\
 6''. \quad \text{Pada } T_c &= 305.3 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.010 \text{ Cp x 2} \\
 &= 0.024 \text{ lb/ ft.hr} \\
 D &= 0.62 \text{ inch (Tabel 10)} \\
 &= 0.05 \text{ ft} \\
 Re_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\
 &= 52,298 \\
 9''. \quad h_{io} &= 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

10. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{450,000}{1,800} \\
 &= 250 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

11. Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0.0011 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu} \\
 R_d \text{ water dan Steam} &= 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ btu}
 \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

Negligible	1". $Re_t = 52,298$ (gambar 26)
	$f = 0.00038 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
	$s = 1$
	2". $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$
	$= 0.0027 \text{ Psi}$
	3". $G_t = 24,496 \text{ lb/ hr ft}^2$
	$V^2 / 2g = 0.001$ (gambar 27)
	$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{62.5}{144}$
	$= 0.005 \text{ Psi}$
	$\Delta P_T = \Delta P_r + \Delta P_r$
	$= 0.0080 \text{ Psi}$

35. Methanol Accumulator (F-333)

Fungsi = penyimpanan sementara hasil kondensasi
 Bentuk = Horizontal drum, tutup standard dished head
 Bahan = SA-178 grade C (Norsok Standard)
 Tekanan operasi = 1.5 bar = 36.46 psia
 Suhu = 82 °C = 180 °F
 Densitas Feed = 721 kg/m³ = 45.01 lb/ft³
 Feed = 29,299.72 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Flow Rate} &= \frac{\text{Feed}}{\text{Densitas}} \\
 &= 40.6 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan nilai residence time tabel 4-18 b:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume fluida} &= V \times 450 \text{ sekon} \\
 &= 5.08 \text{ m}^3 = 54.68 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

(Ulrich, 1984)

Dengan memberi volume 20% ruang kosong

$$\begin{aligned}
 80\% \times \text{Volume total} &= 5.08 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume total} &= 6.35 \text{ m}^3 \\
 &= 224.3 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{rasio optimal panjang (L)} = 1.5 \times D \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= (\pi/4)D^2L + 2 \times 0.0847D^3 \\
 224.3 &= 1.348 D^3 \\
 D^3 &= 166.4 \\
 D &= 5.5 \text{ ft} = 66 \text{ in} = 1.676 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{Liquid}} &= 80\% \times D \\
 &= 4.4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 36.46 \text{ psia} \\
 P_{\text{hydros}} &= \frac{\rho \times g \times H_{\text{liquid}}}{\text{gc}} \\
 &= 16.5 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hydros}} + P_{\text{operasi}} - 14.7 \\
 &= 38.26 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 42.09 \text{ psig} \\
 f &= 11,700.00 \text{ psia} \\
 E &= 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint})
 \end{aligned}$$

$$C = 0.125 \text{ in (nilai umum faktor korosi)}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$= \frac{42.09}{11700} \times \frac{33.00}{0.8 - 0.6} + 0.125$$

$$t_s = 0.72 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 3/4 \text{ in (Kusnarjo, 2010)}$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 67.44 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft}$$

$$ID \text{ baru} = 70.5 \text{ in (Brownel, 1959)}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C$$

$$= 0.2653 \text{ in}$$

$$= 5/16 \text{ in (standarisasi)}$$

Panjang Tutup atas dan bawah

$$h = 0.169 \times ID$$

$$= 11.91 \text{ in} \approx 12.00 \text{ (Kusnarjo, 2010)}$$

$$\text{Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} + 2 \times sf \\ &= 12.00 + 105.75 + 12.00 + 4.00 \\ &= 133.75 \text{ in} \\ &= 11.15 \text{ ft} \\ &= 3.40 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

36. Methanol Pump (L-334)

$$\text{Fungsi} = \text{mengalirkan fluida ke penyimpanan metanol}$$

$$\text{Tipe} = \text{centrifugal}$$

$$\text{Konfigurasi} = \text{horizontal}$$

$$\text{Jumlah} = 1$$

$$\text{Bahan} = \text{Carbon Steel (sumber : Methanol Institute)}$$

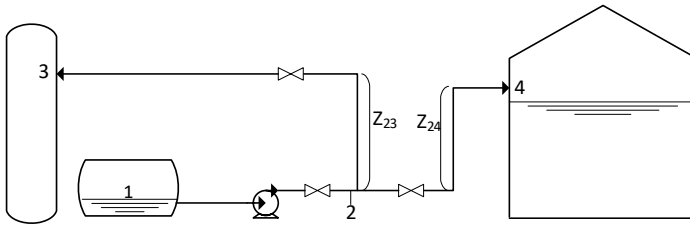
$$\text{Laju feed} = 9236.11 \text{ kg/jam} = 20362.14 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 721 \text{ kg/m}^3 = 45.01 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0.543 \text{ cP} = 0.000543 \text{ Pa.s}$$

$$\text{Volumetric flowrate} = 12.81 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.13 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Rencana Perpipa



$P_1 = 1.5 \text{ atm}$	Pipa 1-2 = 5 m	$\Delta z \text{ 1-2} = 0 \text{ m}$
$P_3 = 1.5 \text{ atm}$	Pipa 2-3 = 10 m	$\Delta z \text{ 2-3} = 20 \text{ m}$
$P_4 = 1.5 \text{ atm}$	Pipa 2-4 = 5 m	$\Delta z \text{ 2-4} = 9 \text{ m}$

Trial Aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum} &= 0.363 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 0.363 \times 0.0791 \times 2.3525 \\
 &= 0.068 \text{ m} = 2.659 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus, 1995})
 \end{aligned}$$

Q_f = volumetrik flowrate (ft^3/s)

ρ = Densitas campuran (lbm/ft^3)

Standarisasi pipa:

Nominal size = 3 in

Schedule number = 80

OD = 3.500 in = 0.089 m

ID = 2.900 in = 0.074 m

$A = 0.04587 \text{ ft}^2 = 0.004 \text{ m}^2$ (Mccabe, 1993)

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{12.8101}{0.00426} = 3006.044 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0.8350 \text{ m/s}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

Aliran 3:4 memiliki ratio 1.1 (Reflux Ratio)

$$\text{sehingga } v_3 = 0.4374 \text{ m/s} \quad v_4 = 0.3976 \text{ m/s}$$

Perhitungan Reynold Number

$$\text{Nre 1-2} = \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0.0737 \times 721.0 \times 0.8350}{0.000543}$$

$$\text{Nre 1-2} = 81,669.52 \approx \text{Aliran turbulen}$$

$$\text{Nre 2-3} = 42,779.27 \approx \text{Aliran turbulen}$$

$$\text{Nre 2-4} = 38,890.25 \approx \text{Aliran turbulen}$$

1. Perhitungan Contraction Loss

Asumsi $A1 \gg A2$

$$\begin{aligned} K_c &= 0.55 \times (1 - A2/A1) \\ &= 0.55 \times (1 - 0) \\ &= 0.55 \end{aligned}$$

$\alpha = 1$ (konstanta untuk aliran turbulen)

$$\begin{aligned} \text{Contraction Loss} &= \frac{K_c \times v_1^2}{2 \times \alpha} \\ &= \frac{0.55 \times 0.6972^2}{2 \times 1} \\ &= 0.1917 \text{ J/kg} \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

2. Perhitungan friction loss pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Material Pipa} &= \text{Commercial steel} \\ \text{Roughness} &= 0.000046 \text{ m (Grafik 2.10-3 Geankoplis)} \\ \text{Relative roughness} &= \frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{0.000046}{0.07} = 0.0006 \\ \text{Fanning factor} &= 1.8 \end{aligned}$$

Persamaan friksi pada aliran turbulen untuk pipa 1-2

$$\begin{aligned} \text{Friction Loss} &= \frac{4 \times L_{\text{pipa lurus}} \times \text{Fanning factor} \times \text{Kecepatan alir}^2}{2 \times ID} \\ &= \frac{4 \times 5 \times 1.80 \times 0.6972^2}{2 \times 0.074} \\ &= 170.3831 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama : $F_{23} = 93.4982 \text{ J/kg}$

$$F_{24} = 38.6356 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

3. Perhitungan friction loss fitting dan valves

$$\begin{aligned} \text{Tipe fitting} &= 1 \times \text{Elbow } 90^\circ \text{ dan } 1 \times \text{Tee Fitting} \\ \text{Tipe valve} &= \text{Gate valve (wide open)} \\ K_f \text{ elbow} &= 0.75 \\ K_f \text{ valve} &= 0.17 \\ K_f \text{ Tee Fitting} &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{23} &= \frac{1.92 \times v^2}{2} \\ &= \frac{1.92 \times 0.1913^2}{2} \\ &= 0.1837 \text{ J/kg} \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$F_{12} = \frac{0.17 \times 0.697^2}{2}$$

$$= 0.0593 \text{ J/kg}$$

$$F_{24} = \frac{1.92 \times 0.158^2}{2}$$

$$= 0.1518 \text{ J/kg}$$

4. Perhitungan expansion loss titik 3 dan 4

$$A_2/A_1 = 0 \text{ Asumsi } A_2 \gg A_1$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen})$$

$$\begin{aligned} \text{Expansion loss 3} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 0.1913}{2 \times 1} \\ &= 0.10 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Expansion loss 4} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 0.1581}{2 \times 1} \\ &= 0.08 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Sehingga dapat disimpulkan total friksi untuk tiap sistem :

$$F_{12} = 170.63 \text{ J/kg}$$

$$F_{23} = 93.78 \text{ J/kg}$$

$$F_{24} = 38.87 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Tekanan titik 2 dengan menggunakan persamaan bernouli :

$$P_A + \frac{\rho_A v_A^2}{2 \times \alpha} + \rho_A \times g \times \Delta z_A = \frac{\rho_B v_B^2}{2 \times \alpha} + \rho_B \times g \times \Delta z_B + \frac{P_B}{\rho} + F_{23}$$

$$P_2 = \rho \left(\frac{v_3^2 - v_2^2}{2 \times \alpha} + 9.8 \times \Delta z_{23} + \frac{P_3}{\rho} + F_{23} \right)$$

$$P_2 = 3.56 \text{ atm}$$

$$P_2 = \rho \left(\frac{v_4^2 - v_2^2}{2 \times \alpha} + 9.8 \times \Delta z_{24} + \frac{P_4}{\rho} + F_{24} \right)$$

$$P_2 = 2.40 \text{ atm}$$

Berdasarkan kedua nilai tekanan diatas, digunakan nilai yang lebih besar sehingga digunakan nilai dari perhitungan sistem 2-3

Effisiensi pompa = 62% (nilai umum efisiensi berdasarkan jumlah flow rate)

Persamaan Mechanical Energi Balance

$$0 = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9.8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} + W_s$$

$$-W_s = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9.8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12}$$

$$= \frac{0.6972^2 - 0}{2 \times 1} + 9.8 \times 0 + \frac{2.06}{721} + 170.6341$$

$$= 170.9856 \text{ J/kg}$$

$$\text{Power} = \frac{170.9856 \times \text{Feed (kg/s)}}{\text{Effisiensi pompa}} = \frac{170.99 \times 2.57}{62\%}$$

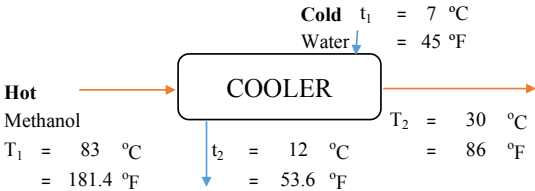
$$= 0.71 \text{ kW} = \frac{0.95}{1.00} \text{ hp}$$

(Geankoplis, 2003)

37. Methanol Cooler (E-335)

- Fungsi = menyesuaikan suhu proses separasi
Jumlah = 1 unit
Bahan = carbon steel
Jenis = 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

Shell side			Tube side		
ID	=	23 1/4 in	Jumlah	=	212
Baffle	=	23 1/4 in	Panjang	=	20 ft
Passes	=	2	OD	=	1 in
			BWG	=	18
			Pitch	=	1 1/4 in
			Passes	=	4 (triangular)
			a"t	=	0.2618 ft ² /lin ft
			a't	=	0.639 in ²



1. Heat Balance

Methanol

$$M = 20,356.41 \text{ lb/hr}$$
$$T_{av} = \frac{181.4 + 86}{2} = 133.7\text{ }^{\circ}\text{F}$$
$$Q = 19,796,794 \text{ Btu/hr}$$
$$C_p = 10.1940 \text{ Btu/lb.F}$$

Water

$$t_{av} = \frac{44.6 + 53.6}{2} = 49.1\text{ }^{\circ}\text{F}$$
$$m = 1,099,237.48 \text{ lb/hr}$$

2. Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
181.4	Higher Temp	53.6	127.8	Δt_2
86	Lower Temp	44.6	41.4	Δt_1
95.4	Differences	9	86.4	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$(T_1 - T_2)$ $(t_2 - t_1)$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 76.65\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{11}{11} = 1$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{0.07}{11} = 0.00636$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 76.65 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - S}{1 - RS} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)} = 1.975 \approx 1.00$$

3. Kaloric temperatur (Tc & tc)

perhitungan dilakukan dengan rata-rata aritmatik karena viskositas rendah

$$T_c = 133.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 49.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 250 \text{ (Range methanol-water 250-500, tabel 8 Kern)}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}} = 1033 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = 197 \approx 212 \text{ (Jumlah Pitch Standar berdasarkan tabel 9 kern)}$$

$$n = 4 - P$$

$$ID_s = 23 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_{t_s}} \times U_D = 233 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid: Shell Side, METHANOL	Cold Fluid: Tube Side, WATER
4' Baffle = 0.2xIDs = 4.65	4" Flow area (a't) = 0.639 in ²
C' = Pt- OD = 1/4	at = $\frac{N_t \times a't}{144 \times n}$
Flow Area (a _s) = $\frac{ID_s \times C'B}{144 \times P_T n}$	= 0.235 ft ²
= 0.075 ft ²	
5' G _s = $\frac{M}{a_s}$	5" G _t = $\frac{m}{a_t}$
= 271,136 lb/hr.ft ²	= 4,673,877 lb/hr ft ²
	V = $\frac{G_t}{3600 \rho}$
	= 20.77 ft/s
6' Pada Tc = 133.7 °F	6" Pada tc = 49.1 °F
μ = 0.360 Cp x 2.42	μ = 0.72 Cp x 2.42
= 0.8712 lb/ft.hr	
n = $\frac{3.44P_T^2 - \pi OD^2}{\pi OD^2}$	

$$\begin{aligned} \mu_e &= \pi \text{ OD} \\ &= 0.71 \text{ inc} \\ &= 0.06 \text{ ft} \\ \text{Re}_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} \\ &= 18,420 \\ 7'. j_H &= 90 \text{ (gambar 28)} \\ 8'. \text{ Pada } T_c &= 134 \text{ }^\circ\text{F} \\ k &= 0.10 \text{ Btu/(hr)(ft)}(^{\circ}\text{F}) \\ c &= 10.19 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ (c \mu / k)^{1/3} &= 4.49 \\ 9'. h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \sqrt[3]{\frac{c \mu}{k}} \Phi_s \\ &= 670.69 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

langkah 10', 11', 12' tidak diperlukan
viskositas rendah, sehingga $\Phi_s = 1$

$$\begin{aligned} &= 1.74 \text{ lb/ ft.hr} \\ D &= 0.902 \text{ inch (tabel 10)} \\ &= 0.075 \text{ ft} \\ \text{Re}_t &= \frac{D \times G_t}{\mu} \\ \text{Re}_t &= 201,630 \\ 9'' h_i &= 2,000 \times 0.95 \text{ fig.25} \\ &= 1,900 \\ h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 1,713.80 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)} ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

13. Clean overall coefficient U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1,149,424.00}{2,384.49} \\ &= 482.04 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

14. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0.0080 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

$$R_d \text{ untreated water dan organic liqui} = 0.006 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F /btu}$$

Pressure Drop

1' Untuk Re_s 18,420 (gambar 29)	1'' Untuk Re_t 201,630 (gambar 26)
$f = 0.0018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$	$f = 0.000005 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
$s = 0.80$	$s = 1$
$D_s = 23 \text{ inch}$	
$= 1.94 \text{ ft}$	
2' Jumlah crosses, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$ $= 10$	2'' $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \Phi_t}$ $= 2.23 \text{ Psi}$
3'. $\Delta P_s = \frac{f G_t^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \Phi_s}$ $= 1.071 \text{ Psi}$	3'' $G_t = 4,673,877.16$ $V^2 / 2g = 1 \text{ (gambar 27)}$ $\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62.5}{144}$

$$\begin{aligned}
 &= 6.944 \text{ Psi} \\
 4'' \Delta P_T &= \Delta P_T + \Delta P_r \\
 &= 2.227 + 6.944 \\
 &= 9.171 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

38. Methanol Storage (F-336)

Fungsi = tempat penyimpanan methanol
 Bentuk = tangki silinder penyimpan besar tertutup
 tutup atas conical, tutup bawah Flat Bottom
 Bahan = SA-178 grade C (Norsok Standard)
 Tekanan operasi = 21.8 psi
 Suhu = 30 °C = 86 °F

Laju Alir Massa = 9,236 kg/jam
 ρ larutan = 721.0 kg/m³ = 45.01 lb/ft³
 Laju Alir Volumetrik = 12.810 m³/jam = 452.39 ft³/jam

Waktu tinggal (τ) = 13 hari = 312 jam

Volume Liquida $\tau = V_{\text{liquid}} / v_o$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liq total}} &= \tau \times v_o \\
 &= 312 \times 452.4 \\
 &= 141,144 \text{ ft}^3 = 3,997 \text{ m}^3 = 25138.9 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

storage kecil memiliki ukuran maksimal 3000 bbl, sehingga digunakan storage besar pada storage besar, konstanta C1=2C2=C3, dan C4=C5=0 sehingga :

$$d = \frac{4 \times H \times C1}{C2 + C3 + C4 + C5} = \frac{8}{3} H$$

$$V = \frac{\pi \times d^2 \times H}{4}$$

$$3997 = \frac{22 \times 64 \times H^3}{4 \times 7 \times 9}$$

$$H = 9 \text{ m} = 29.34 \text{ ft}$$

$$d = 78 \text{ ft}$$

standarisasi ke ukuran terdekat yang memenuhi ratio D: H adalah

$$H = 30 \text{ ft}$$

$$d = 80 \text{ ft}$$

$$\text{Plate} = 72 \text{ inch (standard API 12) (Brownell, 1959)}$$

$$\text{Kapasitas standarisasi} = 26860 \text{ bbl} = 4270 \text{ m}^3$$

$$\text{tebal bagian dasar storage} = 5/16 \text{ inch (standar pada plate 72 inch)}$$

$$\text{Jumlah Courses pada V} = 5$$

$$\text{Tinggi tiap courses} = 6 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal silinder tiap courses

$$\begin{aligned}
C &= 0.125 \text{ inch} \quad (\text{nilai umum faktor korosi}) \\
t_1 &= 0.000146 (H-1) \text{ di} + C \\
&= 0.463 \text{ inch} \approx 1/2 \text{ inch} \\
t_2 &= 0.000146 (H-9) \text{ di} + C \\
&= 0.37 \text{ inch} \approx 3/8 \text{ inch} \\
t_3 &= 0.000146 (H-17) \text{ di} + C \\
&= 0.276 \text{ inch} \approx 5/16 \text{ inch} \\
t_4 &= 0.000146 (H-25) \text{ di} + C \\
&= 0.183 \text{ inch} \approx 3/16 \text{ inch} \\
t_5 &= 0.000146 (H-33) \text{ di} + C \\
&= 0.09 \text{ inch} \approx 3/16 \text{ inch}
\end{aligned}$$

(Kusnarjo, 2010)

Perhitungan Tutup Conical

$$\begin{aligned}
\text{sudut tutup conical} &= 20^\circ \\
\tan(\theta/2) &= \frac{\text{jari-jari}}{\text{tinggi tutup}} \\
\tan(30/2) &= \frac{40}{\text{tinggi tutup}} \text{ ft} \\
\text{tinggi tutup} &= 3.50 \text{ ft} = 1.067 \text{ m}
\end{aligned}$$

(Kusnarjo, 2010)

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 7.1 \text{ psig} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= \frac{\rho g H_{\text{liquid}}}{gc} + P_{\text{operasi}} \\
&= 9.4 + 7.1 \\
&= 16.4 \text{ psig} \\
P_{\text{design}} &= 1.05 P_{\text{total}} \\
&= 1.05 \times 16.4 \\
&= 17.2 \text{ psig}
\end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup Conical

$$\begin{aligned}
f &= 8500 \text{ psia} \quad (\text{SA-334}) \\
E &= 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint}) \\
C &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi}) \\
a/b &= 2 \quad (\text{nilai umum tutup elliptical} = k) \\
V &= \frac{2 + k^2}{6} \\
&= 1.00 \\
t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{(2fE - 0.2P_{\text{desain}})} + C
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{17.2 \times 6.67 \times 1.00}{2 \times 8500 \times 0.8 - 0.2 \times 17.2} + 0.125 \\
 &= 0.133 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \qquad \qquad \qquad (\text{Kusnarjo, 2010})
 \end{aligned}$$

APPENDIKS D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	73,150.00	ton/tahun
	=	221,666.67	kg/Hari
Lama Operasi	=	330	Hari
Nilai Tukar Rupiah	=	Rp 13,904.00	(<i>bi.go.id</i>) (31 Desember 2019)
Pengadaan alat	=	2020	
Mulai Konstruksi	=	2020	tahun
Lama Konstruksi	=	2	Tahun
Mulai Beroperasi,	=	2022	tahun

D.1 HARGA PERALATAN

D.1.2 Perhitungan Harga Index

Harga Alat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga Sekarang} = \frac{\text{Index Sekarang}}{\text{Index Tahun A}} \times \text{Harga Tahun A} \times \text{Faktor Lokasi}$$

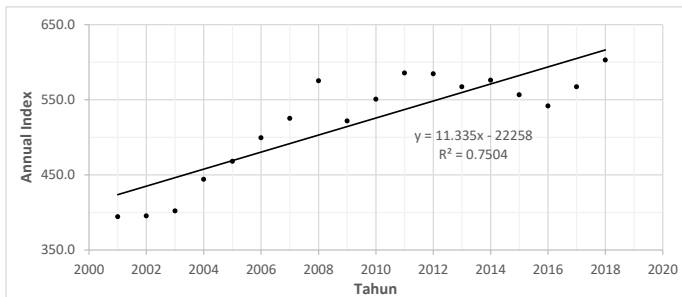
(Sinnott, 2019)

Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun	Indeks Harga
2001	394.3
2002	395.6
2003	402.0
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1

(www.chemengonline.com)

Berdasarkan tabel 6.7 buku *Chemical Engineering Design* faktor lokasi Indonesia dengan menggunakan nilai South East Asia adalah 1.12
Dengan metode Least Square (Perry, 3-84), dilakukan penaksiran index harga rata-rata



$$y = a + b(x - \bar{x})$$

y = Indeks harga
x = tahun

$$a = \bar{y}$$

$$b = \frac{\sum(x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\sum(x - \bar{x})^2}$$

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga untuk Mencari persamaan regresi

n	x	y	x^2	y^2	xy
1	2001	394.30	4,004,001.0	155,472.5	788,994.3
2	2002	395.60	4,008,004.0	156,499.4	791,991.2
3	2003	402.00	4,012,009.0	161,604.0	805,206.0
4	2004	444.20	4,016,016.0	197,313.6	890,176.8
5	2005	468.20	4,020,025.0	219,211.2	938,741.0
6	2006	499.60	4,024,036.0	249,600.2	1,002,197.6
7	2007	525.40	4,028,049.0	276,045.2	1,054,477.8
8	2008	575.40	4,032,064.0	331,085.2	1,155,403.2
9	2009	521.90	4,036,081.0	272,379.6	1,048,497.1
10	2010	550.80	4,040,100.0	303,380.6	1,107,108.0
11	2011	585.70	4,044,121.0	343,044.5	1,177,842.7
12	2012	584.60	4,048,144.0	341,757.2	1,176,215.2
13	2013	567.30	4,052,169.0	321,829.3	1,141,974.9
14	2014	576.10	4,056,196.0	331,891.2	1,160,265.4
15	2015	556.80	4,060,225.0	310,026.2	1,121,952.0
16	2016	541.70	4,064,256.0	293,438.9	1,092,067.2
17	2017	567.50	4,068,289.0	322,056.3	1,144,647.5
18	2018	603.10	4,072,324.0	363,729.6	1,217,055.8
Total	36171	9,360.20	72,686,109.00	4,950,364.60	18,814,813.70
Rata-rata	2009.5	520.01	4,038,117.17	275,020.26	1,045,267.43

Berdasarkan persamaan Least Square diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \text{harga rata-rata } y = \bar{y} = 520.01$$

$$b = \text{slope garis least square} = \frac{\sum(x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\sum(x - \bar{x})^2}$$

$$\begin{aligned}\sum (x - \bar{x})(y - \bar{y}) &= \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 2.E+07 - \frac{36,171 \times 9.E+03}{18.00} \\ &= 5,491.80 \\ \sum (x - \bar{x})^2 &= \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 72,686,109.00 - \frac{(36,171)^2}{18.00} \\ &= 484.50 \\ b &= \frac{\sum (x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\sum (x - \bar{x})^2} = \frac{5,491.80}{484.50} = 11.33\end{aligned}$$

(Perry, 2008)

diperoleh persamaan garis lurusnya adalah :

$$\begin{aligned}y &= a + b(x - \bar{x}) \\ y &= 520.01 + 11.33(x - 2,009.50) \\ y &= 11.33x - 22,257.64\end{aligned}$$

Maka, untuk indeks harga pada tahun 2019 adalah :

Indeks harga pada tahun 2019

$$\begin{aligned}y &= 11.33x - 22,257.64 \\ y &= 11.33 \times 2,019.00 - 22,257.64 \\ y &= 627.69\end{aligned}$$

Indeks harga pada tahun 2019 = **627.69**

Dapat pula ditabelkan untuk indeks prediksi beberapa tahun, sebagai berikut :

Tabel D.3 Indeks Harga Linear

Tahun	Indeks Harga
2019	627.69
2020	639.03

D.1.2 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan berbasis dari harga Gulf Coast USA tahun 2014

Contoh perhitungan :

Baghouse (H-213)

Jumlah = 1

Harga 2014 = \$ 82,900.00

$$\begin{aligned}\text{Harga 2020} &= \frac{\text{Index 2020}}{\text{Index 2014}} \times \text{Harga 2014} \times \text{Faktor Indonesia} \\ &= \frac{639.03}{576.10} \times \$ 82,900.00 \times 1.12 \\ &= \$ 91,955.3\end{aligned}$$

(www.matche.com)

Tabel D.4 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Alat	n	Harga Satuan (\$)		Total (\$)
				2014	2020	
1	C-110	Bamboo Crusher	1	-	-	24,600
2	F-111	Bamboo Storage	1	-	-	116,873
3	J-112	Belt Conveyor	1	5,400	6,709	6,709
4	J-113	Screw Conveyor	1	15,000	18,635	18,635

Tabel D.4 Harga Peralatan (lanjutan)

No	Kode	Nama Alat	n	Harga Satuan (\$)		Total (\$)
				2,014	2,020	
5	R-210	Gasifier	1	532,400	661,422	661,422
6	H-211	Cyclone I	22	7,300	9,069	199,520
7	E-212	Raw Syngas Cooler I	1	96,200	119,513	119,513
8	H-213	Fabric Filter	1	128,100	159,144	159,144
9	G-214	Raw Syngas Compressor	3	-	-	972,000
10	E-215	Raw Syngas Cooler II	1	89,000	110,568	110,568
11	R-220	Combustor	1	345,700	429,477	429,477
12	H-221	Cyclone II	15	5,100	6,336	95,039
13	R-230	COS Hydrolyzer	1	179,500	223,000	223,000
14	D-240	Desulphurizer Tank	1	301,400	374,441	374,441
15	E-241	Desulphurizer Preheater	1	89,400	111,065	111,065
16	D-250	Tar Scrubber	1	154,300	191,693	191,693
17	E-251	Scrubber Cooler	1	77,800	96,654	96,654
18	H-252	Decanter	1	87,100	108,208	108,208
19	L-253	Scrubber Pump	1	4,100	5,094	5,094
20	R-260	Water Gas Shift Reactor	1	298,900	371,335	371,335
21	E-261	WGS Preheater	1	132,800	164,983	164,983
22	G-262	Syngas Compressor	1	-	-	216,000
23	R-310	Methanol Reactor	1	393,800	489,233	489,233
24	E-311	Syngas Cooler I	1	118,500	147,217	147,217
25	E-312	Syngas Cooler II	1	47,500	59,011	59,011
26	E-313	Crude Methanol Cooler	1	81,700	101,499	101,499
27	K-314	JT Valve I	1	-	-	662
28	H-315	Methanol Separator	1	184,000	228,590	228,590
29	K-316	JT Valve II	1	-	-	662
30	D-320	CO ₂ - Methanol Distillation	1	362,900	450,845	450,845
31	E-321	CO ₂ - Methanol Condensor	1	92,600	115,041	115,041
32	E-322	CO ₂ - Methanol Reboiler	1	81,100	100,754	100,754
33	F-323	Reflux Accumulator	1	29,100	36,152	36,152
34	L-324	Reflux Pump	1	11,300	14,038	14,038
35	K-325	JT Valve III	1	-	-	662
36	D-330	CH ₄ O-Water Distillation	1	568,400	706,146	706,146
37	E-331	CH ₄ O-Water Condenser	1	50,800	63,111	63,111
38	E-332	CH ₄ O-Water Reboiler	1	52,500	65,223	65,223
39	F-333	Methanol Accumulator	1	43,700	54,290	54,290
40	L-334	Methanol Pump	1	5,100	6,336	6,336
41	E-335	Methanol Cooler	1	20,900	25,965	25,965
42	F-336	Methanol Storage	1	460,500	572,097	572,097
Total Harga Peralatan Proses (\$)				\$		8,013,507.99

Kurs Dollar Amerika \$ 1 = Rp 13,904.00
 Harga Peralatan di Indonesia pada tahun 2020 = Rp 111,419,815,104.23

D.2 HARGA BAHAN DAN PENJUALAN PRODUK

D.2.1 Perhitungan biaya bahan baku

Kapasitas produksi = 73,150.00 ton/tahun = 222 ton/hari

Tabel D.5 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan (ton/tahun)	Harga (/ton)	Total harga / tahun
1	Bambu	142,628.11	850,000	Rp 121,233,893,500.00
2	CuO-Fe ₂ O ₃ -Cr ₂ O ₃	0.0361	139,040,000	Rp 5,016,563.20
3	Activated Alumina	0.0289	15,294,400	Rp 441,702.27
4	ZnO	233.00	27,808,000	Rp 6,479,264,000.00
5	CuO-Al ₂ O ₃ -ZnO	0.0040	208,560,000	Rp 834,240.00
Total Biaya Bahan Baku (Rupiah/jam)				Rp 127,719,450,005.47

(Sumber : www.alibaba.com & sahabat bambu)

D.2.2 Perhitungan hasil penjualan produk

Berdasarkan data dari Methanol Service Asia, dapat dilakukan prediksi harga pada tahun 2022 yaitu 427 USD/ metric ton, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Harga Penjualan} &= 73,150 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{427 \text{ USD}}{1 \text{ ton}} \times \frac{\text{Rp } 13,904.00}{1 \text{ USD}} \\ &= \text{Rp } 434,292,141,730.71 \end{aligned}$$

D.3 GAJI KARYAWAN

Penentuan jumlah karyawan operasional (operator) untuk bagian proses :

Kapasitas = 73,150.00 ton/tahun = 221.67 ton/hari

Berdasarkan grafik pada Figure 6-9 Timmerhaus edisi 5, diperoleh :

operating labor requiremen = 95 jam kerja/ hari step proses

1 shift pekerja = 8 jam

Jumlah Shift dalam 1 hari = 3 shift

Proses dalam pabrik methanol dapat dibagi dalam 3 tahap sehingga

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Operator} &= \frac{\text{jam kerja}}{\text{hari proses}} \times \text{jumlah proses} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \times \frac{4}{3} \\ &= 48 \frac{\text{pekerja}}{\text{hari}} \end{aligned}$$

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan :

Tabel D.6 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/ bulan	Jumlah	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	25,000,000	3	75,000,000
2	Direktur Utama	20,000,000	1	20,000,000
3	Direktur Produksi	15,000,000	1	15,000,000
4	Direktur Keuangan	15,000,000	1	15,000,000
5	Direktur Pemasaran	15,000,000	1	15,000,000
6	Direktur SDM	15,000,000	1	15,000,000
7	Sekretaris	4,500,000	4	18,000,000

Tabel D.6 Daftar Gaji Karyawan (lanjutan)

No	Jabatan	Gaji/ bulan	Jumlah	Total (Rp)
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	12,000,000	1	12,000,000
	b. Kabag Quality Control	12,000,000	1	12,000,000
	c. Kabag Utilitas	12,000,000	1	12,000,000
	d. Kabag Penjualan	12,000,000	1	12,000,000
	e. Kabag Keuangan	12,000,000	1	12,000,000
	f. Kabag Kepegawaian	12,000,000	1	12,000,000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	8,000,000	2	16,000,000
	b. Proses	8,000,000	2	16,000,000
	c. Quality Control	8,000,000	2	16,000,000
10	Operator			
	a. Maintenance	5,000,000	12	60,000,000
	b. Utilitas	5,000,000	12	60,000,000
	c. Proses	5,000,000	16	80,000,000
	d. Quality Control	5,000,000	12	60,000,000
11	Karyawan			
	a. Dokter	10,000,000	4	40,000,000
	b. Perawat	4,000,000	4	16,000,000
	c. Penjualan	3,800,000	5	19,000,000
	d. Pembukuan	3,800,000	5	19,000,000
	e. Pengelolaan Dana	3,800,000	5	19,000,000
	f. Kepegawaian	3,800,000	5	19,000,000
	g. Pendidikan dan Latihan	3,800,000	5	19,000,000
12	Keamanan	2,600,000	16	41,600,000
13	Sopir	2,600,000	5	13,000,000
14	Pesuruh/tukang kebun	2,600,000	8	20,800,000
TOTAL			12	779,400,000

Sehingga untuk gaji dalam :

Gaji karyawan / tahun = Rp 9,352,800,000.00

D.5 ANALISA EKONOMI

Analisa bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik layak untuk didirikan

Evaluasi dan penilaian investasi disimpulkan melalui:

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 3 Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Analisa ketiga hal diatas dilakukan dengan memperhatikan besaran berikut

- 1 Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

- 2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran

 - a. Biaya tetap
 - b. Biaya semi variabel
 - c. Biaya variabel

D.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

1 Harga peralatan (E)			Rp	111,419,815,104.23
2 Instrumentasi dan kontrol	18%	E	Rp	20,055,566,718.76
3 Instalasi	30%	E	Rp	33,425,944,531.27
4 Perpipaan (terpasang)	20%	E	Rp	22,283,963,020.85
5 Listrik (terpasang)	20%	E	Rp	22,283,963,020.85
6 Bangunan pabrik dan perlengkapan	10%	E	Rp	11,141,981,510.42
7 <i>Service facilities & Yrd Improvement</i>	40%	E	Rp	44,567,926,041.69
8 Tanah	5%	E	Rp	5,570,990,755.21
Total Direct Cost (DC)			Rp	270,750,150,703.29

(Sinnot, 2019)

Biaya tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

1 Engineering and Supervision	10%	DC	Rp	27,075,015,070
2 Construction Expenses & Contractor	8%	FCI		
3 Biaya Tidak Terduga (Contingency)	5%	FCI		
Total Indirect Cost (IC)	13%	FCI +	Rp	27,075,015,070

(Peters, 1991)

Modal tetap *Fixed Capital Investment (FCI)*

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp } 297,825,165,774 + 13\% \text{ FCI} \\
 87\% \text{ FCI} &= \text{Rp } 297,825,165,774 \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 342,327,776,751
 \end{aligned}$$

Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} && (\text{Smith, 2005}) \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 342,327,776,751 + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 342,327,776,751 + 15\% \text{ TCI} \\
 85\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 342,327,776,751 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 402,738,560,884
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Modal Tetap (FCI)} &= \text{Rp } 342,327,776,751 \\
 \text{Total Investasi (TCI)} &= \text{Rp } 402,738,560,884
 \end{aligned}$$

Modal Kerja (WCI) = Rp 60,410,784,133

Modal investasi terbagi atas :

1 Modal sendiri (equity)	40%	TCI	=	Rp	161,095,424,354
2 Modal pinjaman bank (loan)	60%	TCI	=	Rp	241,643,136,530

D.5.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production cost, TPC*)

Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

1 Bahan Baku (1 tahun)		D.3		127,719,450,005.47
2 Tenaga Kerja		A.2		9,352,800,000.00
3 Biaya supervisi	10%	A.2		935,280,000.00
4 Utilitas	10%	TPC		
5 Maintenance dan perbaikan (M)	4%	FCI		13,693,111,070.06
6 Suku Cadang	10%	M		1,369,311,107.01
7 Laboratorium	10%	A.2		935,280,000.00
8 Paten	2%	TPC		
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)	12%	TPC +	Rp	154,005,232,182.54

Biaya Tetap (*Fixed Charges, FC*)

1 Depresiasi (Peralatan, bangunan)	10%	FCI	Rp	34,232,777,675.14
2 Pajak	2.0%	FCI	Rp	6,846,555,535.03
3 Asuransi	0.5%	FCI	Rp	1,711,638,883.76
4 Bunga (interest)	5%	TCI	Rp	20,136,928,044.20
Total Biaya Tetap (FC)			Rp	62,927,900,138

Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost, POC*)

Plant Overhead Cost (POC)	10%	TPC
---------------------------	-----	-----

Total Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*) = DPC + FC + POC

DPC =	Rp	154,005,232,183	+	12%	TPC
FC =	Rp	62,927,900,138			
POC =				10%	TPC +
MC =	Rp	216,933,132,321	+	22%	TPC

Biaya Pengeluaran umum (*General Expenses, GE*)

1 Biaya Administrasi	2.4%	TPC
2 Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC
3 Biaya R&D	5%	TPC
Total Pengeluaran umum (GE)	12.4%	TPC

Total Biaya Produksi (*Total Production cost, TPC*)

TPC =	MC	+	GE	
MC =	Rp	216,933,132,321	+	22.0% TPC
GE =			+	12.4% TPC +
TPC =	Rp	216,933,132,321	+	34.4% TPC

65.6% TPC = Rp 216,933,132,321
 TPC = Rp 330,690,750,489

Sehingga:

TPC = Rp 330,690,750,488.82
 MC = Rp 289,685,097,428.21
 GE = Rp 41,005,653,060.61 (Peters, 1991)

D.5.3 Analisa Ekonomi Total

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cashflow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang digunakan:

- 1 Modal
 - Modal sendiri = 40%
 - Modal pinjaman = 60%
- 2 Bunga bank menggunakan nilai rata-rata dari suku bunga dasar untuk korporasi berdasarkan data otoritas jasa keuangan pada oktober 2019 yaitu 9.95%
- 3 Laju inflasi berdasarkan data Bank Indonesia rata-rata tahun 2019 = 3.03%
- 4 Masa konstruksi 2 tahun (2020-2022)
 - Tahun pertama menggunakan 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman
 - Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman
- 5 Penggunaan modal dengan cara sebagai berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan sebesar 50% dari modal pinjaman untuk pembelian tanah dan uang muka berbagai hal
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman
- 6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar = 10%
- 7 Berdasarkan Jones Lang LaSalle IP Inch, dengan perkiraan umur pabrik 10 tahun dan dengan straight-line basis, nilai depresiasi di Indonesia adalah 10%
- 8 Kapasitas produksi
 - Tahun I = 80%
 - Tahun II = 100%
- 9 Pajak pendapatan
 - Berbasis pada UU no.36 tahun 2008, PPh pasal 17, wajib pajak Badan Usaha Tetap adalah 25%.

D.5.3.1 Perhitungan Biaya total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC - Depresiasi
 = Rp 330,690,750,488.82 - Rp 34,232,777,675.14
 = Rp 296,457,972,813.68

Tabel D.7. Biaya Operasi 80%; dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	80%	Rp 237,166,378,250.94
2	100%	Rp 296,457,972,813.68

D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi dari modal utama akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir konstruksi adalah :

Tabel D.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Pinjaman	Bunga (Rp.)	Jumlah (Rp.)
		Jumlah (Rp.)		
-2	50	120,821,568,265	0	Rp 120,821,568,265.21
-1	50	120,821,568,265	12,021,746,042	Rp 132,843,314,307.60
0			25,239,655,816	Rp 25,239,655,815.99
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				Rp 278,904,538,388.81

Tabel D.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Sendiri	Bunga (Rp.)	Jumlah (Rp.)
		(Rp.)		
-2	30	48,328,627,306	0	Rp48,328,627,306.08
-1	70	112,766,797,048	1,464,357,407	Rp114,231,154,454.91
0			4,925,561,387	Rp4,925,561,387.36
Modal sendiri pada akhir masa konstruksi				Rp167,485,343,148.35

Total investasi pada akhir masa konstruksi :

$$\begin{aligned}
 &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 &= \text{Rp } 167,485,343,148 + \text{Rp } 278,904,538,389 \\
 &= \text{Rp } 446,389,881,537
 \end{aligned}$$

D.5.3 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* *i*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Keterangan : *n* = tahun

CF = Cashflow pada tahun ke-*n*

Tabel D.10 Perhitungan Internal Rate of Return

Tahun ke-n	Actual Cashflow (Rp.)	i = Discount Factor		
		i	=	0.192
0	-Rp 402,738,560,884.04	-Rp	402,738,560,884.04	
1	Rp 70,445,444,591.74	Rp	59,080,462,151.99	
2	Rp 93,201,895,047.02	Rp	65,555,129,833.61	
3	Rp 95,283,220,164.75	Rp	56,206,861,356.55	

Tabel D.10 Perhitungan Internal Rate of Return (lanjutan)

Tahun ke-n	Actual Cashflow (Rp.)	i = Discount Factor
4	Rp 97,364,545,282.47	Rp 48,168,676,981.31
5	Rp 99,445,870,400.20	Rp 41,261,175,909.89
6	Rp 101,527,195,517.93	Rp 35,328,744,746.48
7	Rp 103,608,520,635.65	Rp 30,236,551,587.72
8	Rp 105,689,845,753.38	Rp 25,867,890,875.99
9	Rp 107,771,170,871.11	Rp 22,121,844,074.25
10	Rp 109,852,495,988.83	Rp 18,911,223,366.26
Total		0.00

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai = 19.24%

Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi

tingkat suku bunga sebesar : 9.95% pertahun

D.5.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.12 Cummulative Cash Flow

Tahun	Actual Cashflow	Accumulative Cashflow
1	Rp70,445,444,591.74	-Rp402,738,560,884.04
2	Rp93,201,895,047.02	-Rp360,183,570,131.18
3	Rp95,283,220,164.75	-Rp294,872,128,923.04
4	Rp97,364,545,282.47	-Rp227,479,362,597.17
5	Rp99,445,870,400.20	-Rp158,005,271,153.57
6	Rp101,527,195,517.93	-Rp86,449,854,592.25
7	Rp103,608,520,635.65	-Rp12,813,112,913.21
8	Rp105,689,845,753.38	Rp62,904,953,883.57
9	Rp107,771,170,871.11	Rp140,704,345,798.07
10	Rp109,852,495,988.83	Rp220,585,062,830.29

Dengan cara interpolasi antara tahun ke- = 7 dan 8

diperoleh waktu pengembalian modal = 7 Tahun 2 bulan

D.5.6 Analisa *Break Event Point (BEP)*

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.13 Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 62,927,900,138.13
2	Biaya Variabel (VC)	
-	Bahan Baku	Rp 127,719,450,005.47

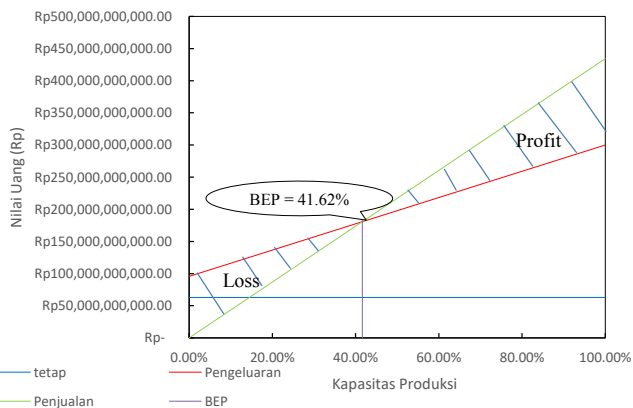
Tabel D.13 Biaya FC, VC, SVC dan S (lanjutan)

No	Keterangan	Jumlah	
	- Utilitas	Rp	33,069,075,048.88
	- Royalti	Rp	6,613,815,009.78 +
		Rp	127,719,450,005.47
3	Biaya Semi Variabel (SVC)		
	- Gaji Karyawan	Rp	9,352,800,000.00
	- Pengawasan(3% TPC)	Rp	9,920,722,514.66
	- Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp	13,693,111,070.06
	- Operating supplies	Rp	1,369,311,107.01
	- Laboratorium	Rp	935,280,000.00
	- General Expenses	Rp	41,005,653,060.61
	- Plant Overhead Cost	Rp	33,069,075,048.88 +
		Rp	109,345,952,801.22
4	Total Penjualan (S)	Rp	434,292,141,730.71

Data Grafik BEP

Kecepatan produksi per hari	0.00%	100.00%
Biaya Tetap	Rp 62,927,900,138.13	Rp 62,927,900,138.13
Pengeluaran Total	Rp 95,731,685,978.50	Rp 299,993,302,944.83
Penjualan Total	0	Rp 434,292,141,730.71

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0.3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0.7 \text{ SVC} - \text{VC}} \\
 &= 41.62\% \\
 &= 832.339 \text{ Ton Per Hari}
 \end{aligned}$$



DAFTAR PUSTAKA

- Abdulah, Lutfhi. 2014. *Identifikasi Dan Zonasi Kawasan Untuk Pengembangan Industri Bambu Di Bali*. IPB:Bogor
- Ahmed, T. H. 2019. *Reservoir engineering handbook*. Gulf Professional Publishing: Cambridge
- A.M. Mauerhofer, J.C. Schmid, F. Benedikt, J. Fuchs, S. Müller, H. Hofbauer. 2019. Dual Fluidized bed steam gasification: Change of product gas Quality along the reactor height, *Energy*, 173 , 1256-1272. DOI: 10.1016/j.energy.
- Badan Pusat Statistik. 2015. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor 2014* Badan Pusat Statistik.
2016. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor 2015* Badan Pusat Statistik.
2017. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor 2016* Badan Pusat Statistik.
2018. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor 2017* Badan Pusat Statistik.
2019. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Impor 2018* Badan Pusat Statistik.
2015. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia 2014* Badan Pusat Statistik.
2016. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia 2015*
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Ekspor 2016*
- Badan Pusat Statistik. 2019. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia 2018* Badan Pusat Statistik.
2014. *Statistik Produksi Kehutanan 2013*. Jakarta: BPS
- Badan Pusat Statistik. 2015. *Statistik Produksi Kehutanan 2014*. Jakarta: BPS
- Badan Pusat Statistik. 2016. *Statistik Produksi Kehutanan 2015*. Jakarta: BPS
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Statistik Produksi Kehutanan 2016*. Jakarta: BPS
- Badan Pusat Statistik. 2018. *Statistik Produksi Kehutanan 2017*. Jakarta:

BPS

- Badan Pusat Statistik Kabupaten Buleleng. 2018. *Profil Ketenagakerjaan Badan Pusat Statistika Buleleng*. Bali: BPS Kabupaten Buleleng
- Bartholomew, C. H., & Farrauto, R. J. 2006. *Fundamentals of industrial catalytic processes*. Wiley: New York
- BASF. 2002. R5-12 Data Sheet. BASF: German
- Brownell, L. E., & Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. Wiley: New York. Bolhar-Nordenkamp, Markus & Hofbauer, Hermann. 2004. Gasification Demonstration Plants In Austria. DOI: 10.13140/2.1.4084.1280.
- Buddenberg, J. W., & Wilke, C. R. 1949. Calculation of Gas Mixture Viscosities. *Industrial & Engineering Chemistry* 1949, 41(7), 1345–1347. DOI: 10.1021/ie50475a011
- Choi, Y.-S., Hassani, S., Vu, T. N., Nesic, S., & Abas, A. Z. B. 2016. Effect of H₂S on the Corrosion Behavior of Pipeline Steels in Supercritical and Liquid CO₂ Environments. *Corrosion* , 72 (8) , 999-1009 . DOI: 10.5006/2026
- Cooper, C. D., & Alley, F. C. 2011. *Air pollution control: a design approach*. Waveland Press: Long Grove
- CHP. 2007. *Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies*.
- David A.N. Ussiri & Rattan Lal. 2015. Miscanthus agronomy and bioenergy feedstock potential on minesoils, *Biofuels* , 5 (6), 741–770. DOI: 10.1080/17597269.2015.1024388
- François, Jessica & Mauviel, Guillain & Feidt, Michel & Rogaume, Caroline & Rogaume, Yann & Mirgaux, O. & Patisson, Fabrice & Dufour, Anthony. 2013. Modeling of a Biomass Gasification CHP Plant: Influence of Various Parameters on Energetic and Exergetic Efficiencies. *Energy & Fuels* , 27 (12) ,

7398–7412. DOI: 10.1021/ef4011466

- Gas Processors Suppliers Association. 2004. *Engineering data book (12th ed.)*. Oklahoma: GPSA
- Geankoplis, Christie. 2003. *Transport Process and Unit Operations 4th Edition*. Prentice- Hall, Inc: New York
- General Services Administration United States of America. 2016. *Federal Specification Methyl Alcohol*
- Geary, E.A. 2011. A Review of Performance Limits of Stainless Steels For The Offshore Industry. <https://www.hse.gov.uk> diakses pada 22 Desember 2019
- Higman, C., & Burgt, M. van der. 2008. *Gasification (2nd ed.)*. Gulf Professional: Oxford
- Bridgwater, A. & Boocock, D. 1997. Developments in thermochemical biomass conversion. Blackie Academic & Professional: New York
- Hougen, O. A., Watson, K. M., & Ragatz, R. A. 1947. *Chemical process principles*. John Wiley and Sons: New York
- <https://www.bi.go.id/> diakses pada 1 Januari 2019 15:10 AM WIB
- <https://www.bmkg.go.id/cuaca/prakiraan-cuacaindonesia.bmkg?Prov=02&NamaProv=Bali> diakses pada 6 Oktober 2019 12:18 AM WIB
- <https://www.chemengonline.com/> diakses pada 1 Januari 2019
- <https://www.epa.gov/> diakses pada 9 Januari 2020
- <https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/> pada 2 Januari 2019
- <https://www.ojk.go.id/> diakses pada 3 Januari 2019
- Huang, P., Zeidler, A., Chang, W., Ansell, M. P., Chew, Y. M. J., & Shea, A. 2016. Specific heat capacity measurement of *Phyllostachys edulis* (Moso bamboo) by differential scanning calorimetry. *Construction and Building Materials*, 125, 821–831.

doi:10.1016/j.conbuildmat.2016.08.103

- Moulijn, J., Makkee, M. & Diepen, A. 2013. Chemical process technology. John Wiley & Sons: United Kingdom
- Ishak, Lee, Singh, Ariffin, Lim, & Yang. 2019 Performance of Fly Ash Geopolymer Concrete Incorporating Bamboo Ash at Elevated Temperature. *Materials* , 12 (20) , 3404. DOI: 10.3390/ma12203404
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2019. *Statistik Ketenagalistrikan 2018*.
- Kementrian ESDM: Jakarta
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Company: Tokyo
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Pemindah Panas*. Institut Teknologi Sepuluh Nopember : Surabaya
- Klass, D. 1998. *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals*. California: Academic Press.
- Kuila, A. & Sharma, V. 2018 Principles and applications of fermentation technology. Hoboken. Wiley: New Jersey
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Institut Teknologi Sepuluh Nopember : Surabaya
- Lunkenbein, T., Girgsdies, F., Kandemir, T., Thomas, N., Behrens, M., Schlögl, R., & Frei, E. 2016 Bridging the Time Gap: A Copper/Zinc Oxide/Aluminum Oxide Catalyst for Methanol Synthesis Studied under Industrially Relevant Conditions and Time Scales. *Angewandte Chemie International Edition*, 55 (41), 12708–12712. DOI:10.1002/anie.201603368
- Ludwig, Ernest E. 1994. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3 Third Edition*. Gulf Propesional Publishing: Lousiana
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit operations of chemical engineering*. New York: McGraw-Hill Book

- National Research Council. 1983. Alcohol Fuels: Options for Developing Countries. The National Academies Press: Washington
- Park, S. H., Jang, J. H., Wistara, N. J., Febrianto, F., and Lee, M. 2019. Fuel properties of Indonesian bamboo carbonized at different temperatures. *BioRes* 2019, 14 (2) , 4224-4235.
- Peraturan Gubernur Bali no 91 tahun 2018 tentang Upah Minimum Kabupaten/Kota Perusahaan Listrik Negara. 2019. *Statistik PLN 2018*. PLN: Jakarta
- Peters, MS., Timmerhauss, KD. 1991. *Plant Design and Economics For Chemical Engineers* fifth edition. McGraw Hill Book: Singapore
- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook (7th ed.)*. New York: McGraw-Hill Book
- Pesaran, A. A. 1993 Desiccant Degradation in Desiccant Cooling Systems: An Experimental Study. *Journal of Solar Energy Engineering*, 115 (4) , 212–219. DOI: 10.1115/1.2930052
- Purbasari, A., Samadhi, T.W. & Bindar, Y. 2016. Thermal and Ash Characterization of Indonesian Bamboo and its Potential for Solid Fuel and Waste Valorization. *Journal of Renewable Energy Development*, 5 (2) , 95-100. DOI: 10.14710/ijred.5.2.96-100
- Ratnasamy, C., & Wagner, J. P. 2009. *Water Gas Shift Catalysis. Catalysis Reviews*, 51(3), 325–440. doi:10.1080/01614940903048661
- Richard A. Robie, Bruce S. Hemingway, Humihiko Takei. 1982. Heat capacities and entropies of Mg_2SiO_4 , Mn_2SiO_4 , and Co_2SiO_4 between 5 and 380 K. *American Mineralogist*, 67 (5-6): 470–482.
- Roseman Mphoswa. 2015. Methanol Production from Biomass. University of South Africa: South Africa
- Samimi, F., Rahimpour, M. R., & Shariati, A. 2017.

- Development of an Efficient Methanol Production Process for Direct CO₂ Hydrogenation over a Cu/ZnO/Al₂O₃ Catalyst. *Catalysts*, 7 (11) , 332. DOI: 10.3390/catal7110332
- Sharma, B., Gatóo, A., Bock, M., & Ramage.2015. M. Engineered bamboo for structural applications. *Construction and Building Materials*, 81, 66–73. DOI: 10.1016/j.conbuildmat.2015.01.077
- Sinnott, R. K. 2019. *Chemical Engineering Design (Sixth Edition)*. Butterworth- Heinemann: United Kingdom
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons, Inc: USA
- Toghraei, M. 2019. *Piping and instrumentation diagram development*. John Wiley & Sons, Inc: USA
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons, Inc: USA
- Van Ness, Smith. 2010. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Mc Graw Hill: Singapore
- Vatavuk, W. 1990. Estimating costs of air pollution control. Mich Lewis Publishers: Chelsea
- Walas, S. M. 2012. *Chemical process equipment: selection and design*. Butterworth- Heinemann: Amsterdam.
- Wark, K., & Warner, C. F. 1976. *Air pollution: its origins and control (3rd ed.)*. Harper & Row: New York
- Water Services Association of Australia. 2011. *Industry standard for ISO end suction centrifugal motor pumps*. WSA: Australia
- Wim P. M. van Swaaij, Sascha R. A. Kersten, Wolfgang Palz. 2015. Biomass Power for The World. Jenny Stanford Publishing: New York
- World Health Organization. 1997. *Methanol: health and safety guide*. WHO: Geneva.
- Yaws, Carl L. 2007. *The Yaws Handbook of Vapor Pressure : Antoine*

Coefficients. Elsevier: United Kingdom

Yaws, Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook*.
Elsevier: United Kingdom

Yi, H.-H., Yu, L.-L., Tang, X.-L., Ning, P., Li, H., Wang, H.-Y., & Yang, L.-N. 2010. Catalytic hydrolysis of carbonyl sulfide over modified coal-based activated carbons by loading metal. *Journal of Central South University of Technology*, 17 (5) , 985– 990. DOI: 10.1007/s11771-010-0588-z.